

(1) 国際特許分類6 C21C 1/02, C21B 11/00	A1	(11) 国際公開番号 WO99/34022 (43) 国際公開日 1999年7月8日 (08.07.99)																		
(21) 国際出願番号 PCT/JP98/05852 (22) 国際出願日 1998年12月24日 (24.12.98) (30) 優先権データ <table border="0"> <tr> <td>特願平9/368429</td> <td>1997年12月26日 (26.12.97)</td> <td>JP</td> </tr> <tr> <td>特願平9/368430</td> <td>1997年12月26日 (26.12.97)</td> <td>JP</td> </tr> <tr> <td>特願平9/368431</td> <td>1997年12月26日 (26.12.97)</td> <td>JP</td> </tr> <tr> <td>特願平10/19997</td> <td>1998年1月30日 (30.01.98)</td> <td>JP</td> </tr> <tr> <td>特願平10/119714</td> <td>1998年4月28日 (28.04.98)</td> <td>JP</td> </tr> <tr> <td>特願平10/119715</td> <td>1998年4月28日 (28.04.98)</td> <td>JP</td> </tr> </table> (71) 出願人 (米国を除くすべての指定国について) 日本鋼管株式会社(NKK CORPORATION)[JP/JP] 〒100-0005 東京都千代田区丸の内一丁目1番2号 Tokyo, (JP)		特願平9/368429	1997年12月26日 (26.12.97)	JP	特願平9/368430	1997年12月26日 (26.12.97)	JP	特願平9/368431	1997年12月26日 (26.12.97)	JP	特願平10/19997	1998年1月30日 (30.01.98)	JP	特願平10/119714	1998年4月28日 (28.04.98)	JP	特願平10/119715	1998年4月28日 (28.04.98)	JP	(72) 発明者 ; および (75) 発明者 / 出願人 (米国についてのみ) 川上正弘(KAWAKAMI, Masahiro)[JP/JP] 澤田輝俊(SAWADA, Terutoshi)[JP/JP] 関口 毅(SEKIGUCHI, Takeshi)[JP/JP] 渡部雅之(WATANABE, Masayuki)[JP/JP] 岩崎克博(IWASAKI, Katsuhiko)[JP/JP] 磯崎進市(ISOZAKI, Shinichi)[JP/JP] 福味純一(FUKUMI, Junichi)[JP/JP] 〒100-0005 東京都千代田区丸の内一丁目1番2号 日本鋼管株式会社内 Tokyo, (JP) (74) 代理人 弁理士 高野 茂(TAKANO, Shigeru) 〒210-0855 神奈川県川崎市川崎区南渡田町1番1号 日本鋼管株式会社 知的財産部内 Kanagawa, (JP) (81) 指定国 AU, BR, CA, CN, ID, IN, KR, NZ, US. 添付公開書類 国際調査報告書
特願平9/368429	1997年12月26日 (26.12.97)	JP																		
特願平9/368430	1997年12月26日 (26.12.97)	JP																		
特願平9/368431	1997年12月26日 (26.12.97)	JP																		
特願平10/19997	1998年1月30日 (30.01.98)	JP																		
特願平10/119714	1998年4月28日 (28.04.98)	JP																		
特願平10/119715	1998年4月28日 (28.04.98)	JP																		
(54) Title: REFINING METHOD OF MOLTEN IRON AND REDUCTION SMELTING METHOD FOR PRODUCING THE MOLTEN IRON (54) 発明の名称 溶鉄の精錬方法およびその溶鉄を製造するための溶融還元製錬方法 <div style="text-align: center;"> <pre> graph LR 1[SRF] -- "A: METAL, B: SLAG" --> 2[Desulfurization Treatment Step] 2 --> 3[Heating and/or Carburization Step] 3 --> 4[Decarburization Treatment Step] </pre> </div> <div style="display: flex; justify-content: center; gap: 20px;"> <div> A ... METAL B ... SLAG 2 ... DESULFURIZATION TREATMENT STEP 3 ... HEATING AND/OR CARBURIZATION STEP 4 ... DECARBURIZATION TREATMENT STEP </div> </div> (57) Abstract A method of smelting a low carbon molten iron comprising the steps of executing desulfurization treatment by supplying a desulfurizer to a molten iron and stirring the molten iron; heating or carburizing the molten iron before or after the desulfurization treatment; and executing decarburization treatment of the molten iron after the desulfurization treatment in a decarbonization furnace. The molten iron is produced by charging an ore reduced to metallization into a melting/reducing furnace. Dust coke, oil coke and waste plastics can be used as the carbon material. A sintered ore having a small particle size can be used as an iron source.																				

低炭素溶銑を精錬する方法は、溶銑に脱硫剤を供給して攪拌することにより脱硫処理を行う工程；該脱硫処理を行う工程の前または後において、溶銑を加熱又は加炭する工程；と脱硫処理が行われた溶銑を脱炭処理炉で脱炭処理を行う工程とからなる。該溶銑は金属化されるまで還元された鉱石を熔融還元炉に装入して製造される。炭材として、粉コークス、オイルコークスや廃プラスチックが使用される。鉄源として、粒度の小さい焼結鉱が使用される。

PCTに基づいて公開される国際出願のパフレット第一頁に掲載されたPCT加盟国を同定するために使用されるコード(参考情報)

AE	アラブ首長国連邦	ES	スペイン	LI	リヒテンシュタイン	SG	シンガポール
AL	アルバニア	FI	フィンランド	LK	スリ・ランカ	SI	スロヴェニア
AM	アルメニア	FR	フランス	LR	リベリア	SK	スロヴァキア
AT	オーストリア	GA	ガボン	LS	レソト	SL	シエラ・レオネ
AU	オーストラリア	GB	英国	LT	リトアニア	SN	セネガル
AZ	アゼルバイジャン	GD	グレナダ	LU	ルクセンブルグ	SZ	スワジランド
BA	ボスニア・ヘルツェゴビナ	GE	グルジア	LV	ラトヴィア	TD	チャード
BB	バルバドス	GH	ガーナ	MC	モナコ	TG	トーゴ
BE	ベルギー	GM	ガンビア	MD	モルドヴァ	TJ	タジキスタン
BF	ブルキナ・ファソ	GN	ギニア	MG	マダガスカル	TM	トルクメニスタン
BG	ブルガリア	GW	ギニア・ビサウ	MK	マケドニア旧ユーゴスラヴィア共和国	TR	トルコ
BJ	ベナン	GR	ギリシャ	ML	マリ	TT	トリニダード・トバゴ
BR	ブラジル	HR	クロアチア	MN	モンゴル	UA	ウクライナ
BY	ベラルーシ	HU	ハンガリー	MR	モーリタニア	UG	ウガンダ
CA	カナダ	ID	インドネシア	MW	マラウイ	US	米国
CF	中央アフリカ	IE	アイルランド	MX	メキシコ	UZ	ウズベキスタン
CG	コンゴ	IL	イスラエル	NE	ニジェール	VN	ヴェトナム
CH	スイス	IN	インド	NL	オランダ	YU	ユーゴスラビア
CI	コートジボワール	IS	アイスランド	NO	ノルウェー	ZA	南アフリカ共和国
CM	カメルーン	IT	イタリア	NZ	ニュージーランド	ZW	ジンバブエ
CN	中国	JP	日本	PL	ポーランド		
CU	キューバ	KE	ケニア	PT	ポルトガル		
CY	キプロス	KG	キルギスタン	RO	ルーマニア		
CZ	チェコ	KP	北朝鮮	RU	ロシア		
DE	ドイツ	KR	韓国	SD	スーダン		
DK	デンマーク	KZ	カザフスタン	SE	スウェーデン		
EE	エストニア	LC	セントルシア				

明細書

溶銑の精錬方法およびその溶銑を製造するための溶融還元製錬方法

技術分野

本発明は、溶銑の精錬方法およびその溶銑を製造するための溶融還元製錬方法に関する。

背景技術

鉄浴型溶融還元法により製造される溶銑は、Cレベルが4wt%以下と低くなることが多く、その場合、融点が高い。通常、Cレベルは3～4wt%である。以下、鉄浴型溶融還元法により製造される溶銑を溶融還元溶銑という。すなわち、一般の高炉溶銑の融点は1150℃程度であると考えられるが、溶銑中のC量が1wt%違うと融点が70～100℃程度も違ってくるため、溶融還元溶銑等のようなC量が3wt%レベルの溶銑では融点が1300℃程度にもなる。そして、このようなCレベルの低い溶銑は、溶銑処理において樋や鍋等への地金・スラグの付着が生じ易く、またこのことが溶銑処理を著しく困難にする。

また、溶融還元溶銑のSレベルは0.3～0.4wt%と高炉溶銑の約10倍程度もある。このため一般に高炉溶銑に適用されているような炉外脱硫処理法では、処理効率やコスト等の面でSレベルを通常の薄板等を製造するための製鋼プロセス向けとして0.01wt%以下まで低減させることは困難である。溶融還元溶銑は、Siも0.1wt%以下でほとんど0.01wt%未満であることが多く、後工程での熱余裕は高炉溶銑よりも小さい。

また、このような従来の炉外脱硫処理法では溶銑を転炉ヤードに移送する途中で脱硫処理を行うための専用の設備が必要となるため、必然的に設備費が高くなる問題がある。また、脱硫処理を実施するためには容器のフリーボードを大きくしなければならないため、溶銑の移送容器が大型化し、これに使用する耐火物コストが上昇するとともに、容器自体の設備費も高くなる。さらに、このような炉外脱硫処理を行うと溶銑温度が低下するために転炉での熱余裕が減少し、転炉で消費できるスクラップ量が減少する等の問題もある。

高炉法によらない溶銑の製造方法として従来、いくつかの技術が開発・研究されている。

「新鉄源の最近の動向」日本鉄鋼協会製鉄プロセスフォーラム（平成8年9月29日）p42～51、及び「石炭直接利用製鉄技術の研究」日本鉄鋼連盟（1996年6月）（両方併せて、以下、先行技術1という）には、通称「DIOS法」（Direct Iron Ore Smelting Reduction process）が開示されている。DIOS法は、粉鉄鉱石を流動層予備還元炉で700～800℃まで予熱し、粉鉄鉱石を予備還元炉で予備還元率20%前後まで還元する。次いで、予備還元された鉱石を、溶融還元炉へ装入し、炭材及び熱源として石炭を用い、溶融還元炉内に酸素ガスを吹き込む。溶融還元炉は、鉄浴型製錬炉であり、炭材として一般炭を用いることができる。また、連続操業が可能なプロセスでもある。

この方法では、予備還元炉として流動層炉を用いるので、シャフト炉のような通気性の問題がなく、鉱石粒度は、鉄鉱石粒径として8mm程度以下のいわゆるシンターフィードを使用できる利点を有する。しかしながら、還元材は二次燃焼タイプの溶融還元炉からの排ガスのみを使用するので、熱力学的に流動層炉での到達予備還元率は33%を超えることはできない。流動層炉では、また石炭原単位は700kg/t以上、酸素原単位がほぼ500Nm³/t以上、生成ガスの顕熱・潜熱が1～2Gcal/tとなる。このような状況下にあるプロセスを成立させるための酸素プラントやガス処理・エネルギー転換プラントの規模は極めて大きくなり、溶融還元炉本体設備費と同程度の高額な付帯設備費がかかることが、問題点の1つである（問題点1）。

DIOS法は、原料・燃料の自由度が大きいという点で大変すぐれているものの、上記問題点1のように設備費が莫大となるために、低品質の石炭である褐炭乃至亜レキ青炭、及び、低品質の鉱石である褐鉄鉱乃至水酸化鉄鉱といったものを実際に活用することが困難であった。

DIOS法における上記問題点の改善を目指して、例えば、石炭原単位・酸素原単位の低減と生産性の向上を図るために、溶融還元炉内の二次燃焼率を上昇させていった場合、通常の製錬炉におけるように耐火物炉壁を用いた場合に

は、炉体寿命がせいぜい数十から数百時間しかもたない。そのために、炉壁には水冷構造を採用せざるをえない。この対策として、炉壁に水冷パネルを用いた場合でも、揮発分を30wt%以上含む高揮発分炭を使用し、発生ガス中に H_2 と H_2O の合計が20vol.%以上含まれるような場合には、先行技術2にあるように、二次燃焼率を40%近傍まで高めると、炉壁の熱負荷が増大し、 $300\text{ Mcal/m}^2\text{ h}$ 以上に上昇し、炉からのヒートロスが増大すること、及び、水冷構造体を維持するために大量の冷却水が必要となることから、二次燃焼率をこれ以上大きくすることは非現実的であると考えられてきた（問題点2）。低揮発分炭を使用すれば、許容二次燃焼率は40～50%となり、コークス並であれば二次燃焼率60～80%でも問題はない。

一方、通称「ROMELT法」が、「第165、166回西山記念技術講座」1997、p149で紹介されている（以下、先行技術2という）。ROMELT法では、予備還元炉を設けず、熔融還元炉単独での大気圧下操作のため、石炭や鉱石を乾燥する必要がない点において、DIOS法にまさる。しかしながら、石炭原単位は少なくとも 1250 kg/t 以上、酸素原単位 $1000\text{ Nm}^3/\text{t}$ 以上、そして生成ガス潜熱・顕熱が数 $G\sim十G\text{ cal/t}$ と大きくなるので、莫大な酸素製造、及びエネルギー転換設備が必要である（問題点1）。

先行技術2においても、炉内二次燃焼を増大させることにより、石炭原単位の減少を見込むことはできるが、先行技術1と同様、炉壁の熱負荷が増大するので、生産性は 1 t/h/m^2 （炉断面積）前後に制限されている（問題点2）。

また、通称FASTMET法やINMETCO法が、第165、166回西山記念技術講座1997、p117で紹介されている（以下、先行技術3という）。先行技術3の方法は、石炭粉と粉鉱石をペレット化した後、ロータリーハース型の炉で金属鉄生成まで還元し、天然ガスでない石炭ベースのDRI（直接還元鉄）製造技術として紹介されている。また、MPT International (1997) pp50-61 には、粉鉱石と石炭とをペレット化せずにロータリーハース型の炉で直接、DRIを製造する技術が紹介されている（以下、先行技術4という）。

しかしながら、先行技術3や4の製錬方法では、石炭中に0.5～0.6%程度含まれるS成分が、部分的にしか除去されないため、成品であるDRI中

の〔S〕濃度が少なくとも0.1%程度残ってしまう。従って、電気炉等のような、直接、鋼を製造する製鋼炉でDRIを溶解原料として用いる場合には、溶鋼の脱S処理コストが大変高いということが大きな問題である（問題点3）。従って、製鋼炉における鉄源使用量の100%をDRIとすることはできず、製鋼用鉄源の部分的供給しかできない点が問題である（問題点4）。なお、CAMP-I S I J（1997）723には、石炭から分離した揮発分で鉄石を予備還元する考え方が紹介されている（以下、先行技術5という）。この報告は、CがCOまで燃焼するまでの燃焼熱をほぼ無視した解析を行なっているため、熱物質収支に不整合がある。また、鉄石還元率が40%前後でさほど高くはなく、また、石炭とチャーとを熔融還元炉で使用する場合の比較が上記熱物質収支不整合のため、適切にはなされていない。

上述した問題点をまとめると、以下の通りである。

問題点1〔先行技術1及び2に対して〕：製錬プロセスでの生成ガスの潜熱及び顕熱が極めて大きいので、莫大な酸素製造設備やエネルギー転換設備が必要となり、その設備費用が高額となる。

問題点2〔先行技術1及び2に対して〕：小規模な酸素製造設備やエネルギー転換設備で足りるようにするために、二次燃焼率を向上させると、製錬炉の炉壁熱負荷が著しく増大し、炉からのヒートロスが増大すること、及び、水冷構造体を維持するために大量の冷却水を必要とし、非現実的なプロセスになる。

問題点3〔先行技術3及び4に対して〕：製鋼炉でDRI（直接還元鉄）を溶解原料として用いる場合には、脱S処理コストが極めて高くなる。

問題点4〔先行技術3及び4に対して〕：コスト上、DRIでは製鋼用鉄源の部分的供給しかできない。

熔融還元製鉄法において解決すべき課題は広範囲にわたっているが、高炉設備から圧延設備までを擁する、いわゆる銑鋼一貫メーカー以外の多数の製鉄所、即ちミニミルに熔融還元製鉄法を導入する場合には、鉄鉱石の熔融還元製錬に必要な酸素の消費量およびそれからのガス発生量を低減し、設備費用が安価な熔融還元プロセスが求められる。更

に、熔融還元製鉄法を環境調和の観点からみると、現状技術によると、二酸化炭素ガスの発生量は高炉製鉄法とほぼ同等か、場合によっては増大する懸念がないとはいえない。また、削減できるとしても高炉製鉄法よりもせいぜい5%程度であろうと考えられる。即ち、熔融還元製鉄法において石炭を主な還元材及び燃料として使用する限り、二酸化炭素ガス発生量の大幅な削減は期待できない。

高炉を有する製鉄設備は焼結機とコークス炉を備えており、焼結機及びコークス炉でそれぞれ製造された焼結鉱とコークスを高炉に供給し、溶鉄の製造が行われる。このような高炉による製鉄法（高炉法）では、炉内通気性等の確保のために粒度の小さい焼結鉱は使用できない。このため焼結機で製造された焼結鉱は篩分けされ、粒度の小さいものは返し鉱として再焼結されており、したがって、一般に焼結鉱の製造歩留まりは約8.5%程度に留まる。また、コークスについても、同様の理由から粒度の小さいコークスは高炉には使用できず、コークス炉で製造されたコークスは篩分けされ、粒度の小さい粉コークスは焼結鉱の製造等に利用されている。

一方、鉄浴型熔融還元炉を用いた製鉄法（鉄浴型熔融還元法）では鉱石や炭材に高炉法のような事前処理の必要がなく、原料に鉱石及び石炭そのものを用いることができるが、密閉状態で操業が行われる炉内に鉱石や石炭を供給する必要があることから、供給系内で鉱石や石炭の付着を生じさせないようにするため、粉状の鉱石や粉状の石炭を使用する場合は、予め乾燥する工程とそのための設備が必要となる。

発明の開示

本発明の目的は、効率的且つ経済的に炭素未飽和溶銑を精錬することができる精錬方法と設備費用が安価な溶融還元製錬方法を提供することである。

上記目的を達成するために、第1に、本発明は以下の工程からなる炭素未飽和溶銑を精錬する方法を提供する：

スラグが分離された溶銑を溶銑精錬容器に装入する工程；

溶銑精錬容器内で溶銑に脱硫剤を供給して攪拌することにより脱硫処理を行う工程；

該脱硫処理を行う工程の前または後において、溶銑を加熱する工程；

脱硫処理が行われた溶銑を脱炭処理炉で脱炭処理を行う工程。

上記の炭素未飽和溶銑は、Cが4wt%以下の溶銑であるのが好ましい。

溶銑を加熱する工程は、溶銑中に不活性ガスを吹き込んでガスバブリングしつつ、アーク加熱により溶銑を加熱するのが好ましい。上記の溶銑を加熱する工程において、溶銑を加熱すると共に加炭してもよい。加熱および加炭を行う場合には、溶銑中に不活性ガスを吹き込んで溶銑をバブリングし、溶銑浴上より酸素を吹きつけることにより溶銑を加熱し、溶銑中に炭材をインジェクションして加炭するのが望ましい。溶銑浴上より酸素を吹きつける代わりに、溶銑中に酸素を吹き込んでも良い。また、溶銑に脱硫剤と脱酸剤を供給して攪拌することにより脱硫処理を行うのが好ましい。

第2に、本発明は以下の工程からなる炭素未飽和溶銑を精錬する方法を提供する：

スラグが分離された溶銑を溶銑精錬容器に装入する工程；

溶銑精錬容器内で溶銑に脱硫剤を供給して攪拌することにより脱硫処理を行う工程；

該脱硫処理を行う工程の前または後において、溶銑を加炭する工程；

脱硫処理が行われた溶銑を脱炭処理炉で脱炭処理を行う工程。

上記の溶銑を加炭する工程において、溶銑を加炭すると共に加熱してもよい。加熱および加炭を行う場合には、溶銑中に不活性ガスを吹き込んで溶銑をバブリングし、溶銑浴上より酸素を吹きつけることにより溶銑を加熱し、溶銑中に炭材をインジェクションして加炭するのが望ましい。溶銑浴上より酸素を吹き

つける代わりに、溶銑中に酸素を吹き込んでも良い。また、溶銑に脱硫剤と脱酸剤を供給して攪拌するにより脱硫処理を行うのが好ましい。

上記の炭素未飽和溶銑は、Cが4wt%以下の溶銑であるのが好ましい。

第3に、本発明は以下の工程からなる炭素未飽和溶銑を精錬する方法を提供する：

少なくとも1基の第1の転炉型反応容器において脱硫処理を行う工程；と
第2の転炉型反応容器において脱炭処理を行う工程。

該脱硫処理は、溶銑に脱硫剤を添加し、溶銑t当たり $0.05 \text{ Nm}^3/\text{min}$ 以上の攪拌用ガスを吹き込むことにより行うのが好ましい。該脱硫処理においては、溶銑t当たり $2.5 \text{ Nm}^3/\text{min}$ 以下の送酸をするのが望ましい。また、脱硫処理において、溶銑に脱硫剤を供給すると共に炭材を供給してもよい。更に、溶銑を固体鉄源とともに溶銑精錬容器に装入し、送酸と炭材供給を行い、固体鉄源を溶解した後、脱硫処理を行っても良い。

第4に、本発明は以下の工程からなる溶銑を製造するための溶融還元製錬方法を提供する：

(a) 炭材と鉍石とを直接接触させる機能を有する反応炉に炭材と鉍石を装入する工程；

(b) 前記鉍石の少なくとも一部分が金属化されるまで鉍石を還元する工程、金属化された金属を少なくとも一部含む鉍石が製造される；

(c) 前記の還元工程(b)からの炭材と金属化された金属を少なくとも一部含む鉍石とを、金属浴型製錬炉に装入する工程；

(d) 前記金属浴型製錬炉内に酸素20%以上含有するガスを吹き込んで溶融金属を製造する工程。

溶融還元製錬方法は、更に、炭材と予備還元された鉍石を金属浴型製錬炉に装入する工程を有しても良い。反応炉に装入される炭材は、反応炉に装入された鉍石の全量を還元して金属化するのに化学量論的に十分な量であるのが望ましい。反応炉は、ロータリーキルン型反応炉又はロータリーハース型反応炉が望ましい。

第5に、本発明は以下の工程からなる溶融還元製錬方法を提供する：

(a) 炭材と鉍石とを直接接触させる機能を有する反応炉に炭材と鉍石を装入

する工程；

(b) 前記反応炉において、前記鉍石を部分的に還元し、前記炭材の揮発分が20%未満になるまで脱揮する工程；

(c) 前記の工程(b)からの脱揮された炭材と部分的に還元された鉍石とを、金属浴型製錬炉に装入する工程；

(d) 前記金属浴型製錬炉内に酸素20%以上含有するガスを吹き込んで熔融金属を製造する工程。

第6に、本発明は以下の工程からなる熔融還元製錬方法を提供する：

少なくとも一部が脱揮された炭材を準備する工程；

金属浴型製錬炉に前記炭材と鉍石を装入する工程；と

金属浴型製錬炉内に酸素20%以上含有するガスを吹き込んで熔融金属を製造する工程。

前記鉍石は予熱または予備還元された鉍石であるのが好ましい。

第7に、本発明は以下の工程からなる熔融還元製錬方法を提供する：

金属酸化物と金属水酸化物からなるグループから選択された少なくとも一つを含む原料、並びに造滓材を熔融還元炉に装入する工程；

石炭とコークスからなるグループから選択された少なくとも一つとオイルコークスと廃プラスチックからなるグループから選択された少なくとも一つを燃料及び還元材として熔融還元炉に供給する工程；

前記燃料及び還元材を酸素含有ガスで燃焼させた熱により前記原料及び前記造滓材を加熱し熔融させる工程。

第8に、本発明は以下に示すような高炉と鉄浴型熔融還元炉を備えた製鉄プロセスにおける改良を提供する：

高炉、鉄浴型熔融還元炉及び焼結機を備えた製鉄方法において、焼結機で製造された焼結鉍のうち、粒度の大きい焼結鉍を高炉に供給し、粒度の小さい焼結鉍を鉄浴型熔融還元炉に供給することからなる。

高炉及び鉄浴型熔融還元炉を備えた製鉄方法において、製鉄用コークスのうち、粒度の大きいコークスを高炉に供給し、粒度の小さいコークスを鉄浴型熔融還元炉に供給することからなる。

図面の簡単な説明

第1図(A)は、実施の形態1の精錬フローを示す説明図である。

第1図(B)は、実施の形態1の他の精錬フローを示す説明図である。

第2図(A)は、実施の形態1の脱硫処理工程で用いられる機械攪拌方式の溶銑精錬容器を示す図である。

第2図(B)は、第2図(A)の溶銑精錬容器による精錬状況を示す図である。

第3図は、実施の形態1による脱硫処理工程で用いられる溶銑精錬容器における精錬状況を示す説明図である。

第4図は、実施の形態1による脱硫処理工程で用いられる他の溶銑精錬容器における精錬状況を示す説明図である。

第5図は、実施の形態2による上底吹き型転炉を用いて脱硫処理を行った場合の底吹きガス量と脱硫効率との関係を示すグラフである。

第6図は、実施の形態2による上底吹き型転炉を用いて脱硫処理を行った場合の送酸量と脱硫効率との関係を示すグラフである。

第7図は、実施の形態3における熔融還元炉の炉壁熱負荷と二次燃焼率との関係に及ぼす炭材の脱揮度の影響を示すグラフである。

第8図は、実施の形態3における実施例2～4で用いた設備フロチャートである。

第9図は、実施の形態3における実施例1で用いた設備フロチャートである。

第10図は、実施の形態3における実施例5で用いた設備フロチャートである。

第11図は、実施の形態3における実施例6で用いた設備フロチャートである。

第12図は、実施の形態3における実施例7で用いた設備フロチャートである。

第13図は、実施の形態3における実施例8～9で用いた設備フロチャートである。

第14図は、実施の形態3における実施例10で用いた設備フロチャートである。

ある。

第15図は、実施の形態3における実施例1～2で用いた設備フロチャートである。

第16図は、実施の形態3における実施例3で用いた設備フロチャートである。

第17図は、実施の形態3における実施例及び比較例の試験結果を示すグラフである。

第18図は、実施の形態4において使用される設備の概略フロー図である。

第19図は、実施の形態4において使用される溶融還元炉要部の概念図である。

第20図は、実施の形態4における溶融還元炉へのインプット全硫黄が溶銑中〔S〕、溶銑中〔C〕、スラグ中（FeO）濃度及びスロッピング程度に及ぼす影響を示すグラフである。

第21図は、実施の形態4におけるオイルコークスの溶融還元炉からの飛散ロスに及ぼす全装入物の鉛直下向き運動量の影響、及び、飛散ロスと炉内ガス空塔速度との関係を示すグラフである。

第22図は、実施の形態5において使用される設備の概略フロー図である。

第23図は、実施の形態5において使用される溶融還元炉要部の概念図である。

第24図は、実施の形態5における溶融還元炉へのインプット全硫黄が溶銑中〔S〕、溶銑中〔C〕、スラグ中（FeO）濃度及びスロッピング程度に及ぼす影響を示すグラフである。

第25図は、実施の形態5における廃プラスチックの溶融還元炉からの飛散ロスに及ぼす全装入物の鉛直下向き運動量の影響、及び、飛散ロスと炉内ガス空塔速度との関係を示すグラフである。

第26図は、実施の形態6における焼結鉱の粒度分布を示す図である。

発明を実施するための最良の形態

実施の形態 1

実施の形態 1 の精錬方法はCレベルが4wt%以下の低炭素溶銑を対象とし、また、このような低炭素溶銑のなかでもSレベルが比較的高い溶銑（通常、S：0.2wt%以上）の精錬にも好適に適用できる。一般に、このような低炭素溶銑、低炭素・高S溶銑の代表例としては、溶融還元溶銑、一部スクラップ等の固体鉄源を溶解させた溶融還元溶銑、所謂新鉄源（石炭等の高Sの還元材を用いて製造された鉄源）の溶銑等が挙げられるが、これら限定されるものではない。特に溶銑製造炉から製鋼炉までのハンドリング時間が長いケース等では、高炭素溶銑であろうとも脱硫処理を必要とする限りにおいては、本方法は有効である。

実施の形態 1 は出銑滓及び銑滓分離した後の低炭素溶銑の精錬方法であり、溶銑精錬容器内で溶銑に脱硫剤とさらに必要に応じて脱酸剤を添加して攪拌することにより脱硫処理を行う工程と、この脱硫処理前または脱硫処理後において前記溶銑精錬容器または他の溶銑精錬容器で溶銑を加熱および／または加炭する工程と、これらの工程を経た溶銑を脱炭処理炉で脱炭処理する工程とを有する。

第1図（A）及び第1図（B）は、溶融還元溶銑の精錬に適用した精錬フローを示している。

第1図（A）の精錬フローでは、溶融還元炉1から出銑滓された溶融還元溶銑とスラグを銑滓分離した後、必要に応じてノロカキにより溶銑の残留スラグを除去し、しかる後、溶銑を脱硫用の溶銑精錬容器2に移し、脱硫剤と必要に応じて脱酸剤を投入して溶銑を攪拌することにより脱硫処理を行う。

この脱硫処理では、溶銑中のS量に応じて溶銑当たり5～30kg/t程度の脱硫剤が添加される。通常は20kg/t前後がメタルへの懸濁、混合を効率的に行える添加量である。一般に、脱硫剤としてはCaOを主成分とし、CaF₂を5～10%程度、CaCO₃を若干量含むもの等が用いられる。

また、脱酸剤は溶銑の酸素活量a_oを下げて脱硫反応を促進するために添加されるもので、通常、脱酸剤としてはAl、アルミックス、FeSiやSiMn等の合金鉄等が用いられる。一般に、脱酸剤は溶銑のヘンリー基準での酸素活

量 a_0 が $1/10^4$ 以下、好ましくは $1/10^5$ 以下となるように添加すること好ましく、例えば、A1の場合では溶銑当たり $0.5 \sim 2 \text{ kg/t}$ 程度添加することが好ましい。

この脱硫処理で行う攪拌はガス攪拌、機械攪拌のいずれでもよいが、機械攪拌の方がガス攪拌に較べて脱硫剤の溶銑中への分散性がよいこと、ガス攪拌の場合には容器内で攪拌されない溶銑の淀み部を生じてしまうのに対して、機械攪拌の場合にはそのような淀み部を生じにくいこと、等の理由から機械攪拌の方がより強攪拌を実現できるので好ましい。

第2図は機械攪拌を行うための溶銑精錬容器（機械攪拌式精錬装置）の一例を示しており、第2図（A）は非稼働状態を、第2図（B）は稼働状態を示している。この溶銑精錬容器2は溶銑の攪拌を行う攪拌用インペラ5を備え、他にインペラ昇降駆動装置、脱硫剤や脱酸剤投入用の投入装置、補助的に集塵装置、測温・サンプリング装置（いずれも図示せず）等を備えている。

このような溶銑精錬容器2を用いた脱硫処理では、容器内の溶銑に脱硫剤と必要に応じて脱酸剤を投入し、溶銑浴面下に浸漬した攪拌用インペラ5を回転させて、所要の攪拌力が得られるまで回転スピードを上昇させ、その後、脱硫反応時間として $3 \sim 15$ 分程度の攪拌を行う。例えば、溶銑精錬容器内の溶銑装入量が 150 t の場合には、回転トルク： $900 \sim 1000 \text{ kg} \cdot \text{m}$ 、回転数： $100 \sim 110 \text{ rpm}$ 程度の条件で攪拌用インペラ5を作動させることにより、十分な脱硫処理が可能である。また、攪拌用インペラ5は溶銑装入量が上記よりも少ない小型の溶銑精錬容器の場合には上記の条件よりも高速回転で、溶銑装入量が上記よりも多い大型の溶銑精錬容器の場合には上記の条件よりも低速回転で駆動させればよく、これにより上記と同様の処理効率を得られる。

攪拌用インペラ5の作動状態としては、第2図（B）に示すように攪拌により生成する凹陷状の浴面に攪拌用インペラ5の上部が露出し、攪拌用インペラ5の上部が容器の上方から直接観察できる程度が好ましく、これにより脱硫剤が溶銑中に十分巻き込まれ、脱硫剤と溶銑の攪拌が十分になされる。したがって、このような攪拌用インペラ5の作動状態が得られるようその回転数を調整することが好ましい。

また、ガス攪拌を行なう場合には、単純なガス攪拌よりも脱硫剤の粉体イン

ジェクションを伴う方が粉体インジェクションによるエネルギーを利用でき、強撹拌を実現できるので好ましい。脱硫処理をガス撹拌で行う場合に使用される溶銑精錬容器としては、例えばバブリングランスや底吹きノズル等のガス吹き込み手段を備えた容器が用いられる。

実施の形態 1 の精錬法では、精錬の対象が溶融還元溶銑のように S 量が高レベルの溶銑の場合には、脱硫処理において脱硫剤とともに脱酸剤を添加した上で上述した機械撹拌を伴うことが特に好ましく、これにより溶銑中の S が 0.3 ~ 0.4 wt % という高レベルであっても、これを 0.01 wt % 以下のレベル（通常の薄板で要求される S レベル）まで短時間で効率的に低減させることができる。溶融還元溶銑等のような低炭素・高 S 溶銑は高炉溶銑とは異なって Si レベルが低く、Si が脱酸剤として機能しないため脱硫剤のみの添加では脱硫処理の効率が悪く、また、低炭素・高 S 溶銑は融点が高く且つ脱硫の度合いも大きくなるため迅速且つ効率的な脱硫処理が要求されるものであり、このため低炭素・高 S 溶銑の脱硫処理においては脱硫剤とともに脱酸剤を添加するとともに、撹拌性の優れた機械撹拌を行い、効率的な脱硫処理を行うことが最も好ましい。

実施の形態 1 では、以上のような脱硫処理工程の前または後に溶銑を加熱および／または加炭する工程を実施し、溶銑の融点と溶銑温度との差を大きくする処理を行なう。このような処理を行なうことにより、低炭素溶銑の地金付着性を改善するとともに、脱炭処理等の後工程における熱余裕を確保できる。この溶銑の加熱および／または加炭工程は、前記脱硫処理を行う溶銑精錬容器において脱硫処理と相前後して実施してもよいし、或いは他の溶銑精錬容器で実施してもよい。

このような溶銑の加熱および／または加炭工程を脱硫処理工程後に行った場合には、同工程を脱硫処理工程前に行うよりも昇温レベルを低くできるため、熱ロスが小さく且つ容器の耐火物やバブリングランスの損耗を低く抑えることができる。一方、溶銑の加熱および／または加炭工程を脱硫処理工程前に行った場合には、出銑滓の際に銑滓分離し切れなかったホットスラグをそのまま加熱用のスラグとして利用でき、当該工程で投入すべき造滓剤の全部または一部の代替とすることができる。このため造滓剤原単位や燃料原単位を低減できる。

第1図(A)の精錬フローでは、溶銑精錬容器2で脱硫処理された溶銑を溶銑精錬容器3に移し、溶銑の加熱および／または加炭工程を実施する。一方、第1図(B)の精錬フローでは、溶銑精錬容器2における脱硫処理工程の前に溶銑の加熱および／または加炭工程が実施される。すなわち、銑滓分離された溶銑を、必要に応じてノロカキにより溶銑の残留スラグを除去した後、溶銑精錬容器3に受け、ここで溶銑の加熱および／または加炭工程を実施した後、溶銑精錬容器2で脱炭処理を実施する。

なお、このような処理は溶銑の加熱および／または加炭を目的として行うものであるが、同時に脱燐処理等を実施したり或いは事実上脱燐反応や脱硫反応を伴う精錬がなされることを妨げない。

溶銑を加熱および／または加炭する工程での加熱昇温量、加炭量は溶銑の融点、後工程での熱余裕等を考慮して決められる。加炭する場合の加炭レベルは通常0.1～1wt%程度であり、特に0.5wt%以上加炭することにより、転炉等で行われる後工程の脱炭処理においてスクラップ配合比の自由度が増すため好ましい。また、溶銑の加熱を行った場合であっても、処理の態様（例えば、脱燐処理を同時に行う場合）によっては、処理後の溶銑温度が処理前よりも低くなる場合があるが、この場合は溶銑の加熱により溶銑の温度低下分の一部が補償されているものであり、溶銑の融点からみた場合の熱余裕を大きくすることが本工程（溶銑の加熱および／または加炭工程）の目的であるため、本発明にはこのようなケースも含まれる。

溶銑の加熱および／または加炭工程は、アーク加熱機能とガスバブリング機能とを有する溶銑精錬容器か、若しくは酸素吹錬による加熱機能と粉体インジェクションおよび／またはガスバブリング機能を有する溶銑精錬容器で行うことが好ましい。前者の溶銑精錬容器としては、所謂LF法として知られている溶銑処理で用いられる取鍋精錬設備を用いることができ、また、後者の溶銑精錬容器としては、所謂NRP法として知られている溶銑処理で用いられる溶銑処理設備を用いることができる。

第3図はアーク加熱機能とガスバブリング機能とを有する溶銑精錬容器3aの一例を示すもので、6は電極（3相黒鉛電極）、7はバブリングランスであり、通常、このバブリングランス7はガスバブリングだけでなく粉体インジェ

クションを行うこともできる。

この第3図に示す溶銑精錬容器3aでは、溶銑当たり10～20kg/t程度の熔融スラグ(CaO/SiO₂: 1～4程度)の存在下で、バブリングランス7から溶銑中にN₂やAr等の不活性ガスを吹き込んでガスバブリングしつつ、先端部がスラグ中に浸漬した電極6によるアーク加熱により溶銑を加熱昇温させる。バブリングガス量は特に限定されないが、一般に溶銑当たり0.001～0.01Nm³/t/min程度とすればよい。

この処理工程で使用するスラグは、造滓剤(通常、CaOを主成分とする造滓剤)を投入することにより生成してもよいし、或いは投入される造滓剤の全部または一部の代替として、溶銑とともに持ちこまれた製銑残留スラグを利用してもよい。また、この処理工程では、必要に応じて加炭のための炭材や温度調整のための冷却材を投入してもよい。このような炭材、造滓剤、冷材等の供給は投入装置を利用して重力落下させてもよいが、バブリングランス7からインジェクションしてもよい。

一般にこのような溶銑精錬容器3による溶銑の加熱および/または加炭工程では、同時に脱硫反応も進行する。

また、第4図は酸素吹錬による加熱機能と粉体インジェクションおよび/またはガスバブリング機能を有する溶銑精錬容器の一例を示すもので、8は送酸ランス、9は粉体インジェクションとガスバブリングを行うことができるバブリングランスである。

この第4図に示す溶銑精錬容器では、溶銑当たり10～20kg/t程度の熔融スラグ(CaO/SiO₂: 1～4程度)の存在下で、バブリングランス9から溶銑中にN₂等の不活性ガスを吹き込んでガスバブリングしつつ、送酸ランス8から酸素吹錬(酸素ないし酸素含有ガスの吹き込み)を行うことで溶銑を加熱昇温させるか、または、送酸ランス8からの酸素吹錬を行いつつ、この酸素吹錬による溶銑中Cの低下を補償するために、さらに好ましくは溶銑の融点を下げるためにバブリングランス9を通じて炭材をインジェクションし、加炭を行う。

また、このバブリングランス9を通じたインジェクションは、炭材だけでなく造滓剤や冷材の投入にも利用できる。また、バブリングランス9によるバブ

リングガス量や送酸ランス 8 による酸素吹錬量は特に限定されないが、一般にバブリングガス量は溶銑当たり $0.05 \sim 0.2 \text{ Nm}^3 / \text{t} / \text{min}$ 程度、送酸量は溶銑当たり $5 \sim 10 \text{ Nm}^3 / \text{t}$ 程度とすればよい。

この処理工程で使用するスラグについても、造滓剤（通常、 CaO を主成分とする造滓剤）を投入することにより生成してもよいし、或いは投入される造滓剤の全部または一部の代替として、溶銑とともに持ちこまれた製銑残留スラグを利用してもよい。このような溶銑の加熱および／または加炭工程では、酸素吹錬を行うため脱燐反応と脱硫反応も同時進行することが期待される。

なお、この第 4 図に示す溶銑精錬容器を用いた処理では、温度調整のために固体酸素源としてのミルスケールや酸化鉄、鉍石、焼結鉍、 Mn 鉍石等を投入することができ、例えば Mn 鉍石を投入した場合には溶銑中の Mn 量を増大させることができる。

以上述べた脱硫処理工程および溶銑の加熱および／または加炭工程を含む一連の処理を経た溶銑は、引き続き脱炭処理工程に送られるが、脱硫処理工程（但し、溶銑の加熱及び／または加炭工程でも脱硫反応が生じる場合には、この工程も含む）のスラグが脱炭処理工程に持ちこまれるとスラグからの復硫を生じるため、少なくとも脱硫処理工程でのスラグが脱炭処理工程に持ちこまれないような態様でスラグ除去（ノロカキ）を行う必要がある。

したがって、第 1 図（A）の精錬フローにおいては、少なくとも溶銑精錬容器 2 による脱硫処理工程後かまたは溶銑精錬容器 3 による加熱及び／または加炭工程後にスラグ除去を行うことが、また、第 1 図（B）の精錬フローにおいては、少なくとも溶銑精錬容器 2 による脱硫処理工程後にスラグ除去を行うことが、それぞれ必須の条件となる。

また、脱硫処理工程に低塩基度のスラグが持ちこまれると高脱硫効率が得られないため、脱硫処理工程前の低塩基度のスラグも除去することが好ましい。

上記の一連の処理を経た溶銑を転炉や電気炉等の脱炭処理炉 4 に送り、脱炭処理を行う。この脱炭処理は常法に従って実施してよい。

なお、上記の一連の工程の途中で溶銑温度が液相線以下に低下すると予測される場合には、上述したうちの適当な工程途中または工程間において溶銑を鑄銑機に送って冷銑を製造し、この冷銑を溶融還元炉または脱炭処理炉に装入す

ることが好ましい。この場合、冷銑の形状は比較的小さいことが好ましく、その大きさ（径）を100mm以下、より好ましくは50mm以下とするのがよい。

実施例1

第1図（b）に示す精錬フローに従い、以下に述べるような溶融還元溶銑の精錬処理を行った。すなわち、溶融還元炉1から出銑滓された溶融還元溶銑とスラグを銑滓分離した後、ノロカキにより溶銑の残留スラグを除去し、しかる後、溶銑を図4に示す溶銑精錬容器3に移して生石灰を主成分とし CaO/SiO_2 が略3前後（2～4）に調整された造滓剤を12kg/t投入するとともに、酸素吹錬と10kg/tの炭材（コークス）及び脱燐剤（ CaO :84%、 CaCO_3 :10%、 CaF_2 :6%）等のインジェクションを行い、溶銑の加熱と加炭（さらに、脱燐処理）を行った。次いで、溶銑を第2図に示すような攪拌インペラを備えた溶銑精錬容器2に移して脱硫剤（生石灰:19kg/t、蛍石:1kg/t）と脱酸剤（ Al :2kg/t）を添加し、機械攪拌による脱硫処理を行った。次いで、ノロカキにより溶銑の脱硫滓を除去した後、溶銑を脱炭処理炉4（電気炉）に移し、脱炭処理を行った。

表1に各工程前後での溶銑温度及び溶銑中[C]、[P]、[S]と各工程での処理時間を示す。

同表によれば、本発明の精錬法により低炭素・高S溶銑である溶融還元溶銑を短時間で効率的に精錬処理できることが判る。また、一連の工程においては、溶銑の地金付着等も全く生じなかった。

表 1

		溶銑温度	溶銑成分 (wt %)			備 考
			[C]	[P]	[S]	
溶 融 還 元 溶 銑	出銑時	1510℃	3.00	0.120	0.400	—
	受銑後	1420℃	3.00	0.120	0.400	銑滓分離後
加熱 + 加炭工程 (脱P処理も実施)	処理前	1400℃	3.00	0.120	0.400	—
	処理後	1380℃	3.50	0.050	0.250	処理時間：30分
	除滓後	1370℃	3.50	0.050	0.250	ノ口力キ：15分
脱 硫 処 理 工 程	処理前	1360℃	3.50	0.050	0.250	—
	処理後	1330℃	3.50	0.050	0.010	処理時間：30分
	除滓後	1320℃	3.50	0.050	0.010	ノ口力キ：15分
脱 炭 処 理 工 程	処理前	1300℃	3.50	0.050	0.010	—
	処理後	1620℃	0.05	0.015	0.010	処理時間：60分

実施例 2

第 1 図 (A) に示す精錬フローに従い、以下に述べるような溶融還元溶銑の精錬処理を行った。すなわち、溶融還元炉 1 から出銑滓された溶融還元溶銑とスラグを銑滓分離した後、ノロカキにより溶銑の残留スラグを除去し、しかる後、溶銑を図 2 に示すような攪拌インペラを有する溶銑精錬容器 2 に移して脱硫剤 (生石灰: 19 kg/t 、蛍石: 1 kg/t) と脱酸剤 (Al : 2 kg/t) を添加し、機械攪拌による脱硫処理を行った。次いで、ノロカキにより溶銑の脱硫滓を除去した後、溶銑を第 3 図に示すような溶銑精錬容器 3 に移し、生石灰を主成分とし CaO/SiO_2 が 1.5 に調整された造滓剤を 10 kg/t 、炭材 (コークス) を 7 kg/t 投入し、造滓剤中に電極を浸漬してアーク加熱することにより造滓剤を溶解させ、さらに溶銑の加熱と加炭を行った。また、浴の伝熱促進・偏熱防止のために、処理中バブリングランスから N_2 ガスを $0.004 \text{ Nm}^3/\text{t/min}$ 吹込んだ。

表 2 に各工程前後での溶銑温度及び溶銑中 $[\text{C}]$ 、 $[\text{P}]$ 、 $[\text{S}]$ と各工程での処理時間を示す。

同表によれば、本発明の精錬法により低炭素・高 S 溶銑である溶融還元溶銑を短時間で効率的に精錬処理できることが判る。また、一連の工程においては、溶銑の地金付着等も全く生じなかった。

表 2

		溶銑温度	溶銑成分 (wt %)			備 考
			[C]	[P]	[S]	
溶 融 還 元 溶 銑	出銑時	1510℃	3.00	0.120	0.400	—
	受銑後	1420℃	3.00	0.120	0.400	銑滓分離後
脱 硫 处 理 工 程	处理前	1400℃	3.00	0.120	0.400	—
	处理后	1360℃	3.00	0.120	0.009	处理時間：30分
	除滓後	1350℃	3.00	0.120	0.009	ノ口力キ：15分
加 熱 + 加 炭 工 程	处理前	1340℃	3.00	0.120	0.009	—
	处理后	1350℃	3.50	0.120	0.007	处理時間：30分
	除滓後	1340℃	3.50	0.120	0.007	ノ口力キ：15分
脱 炭 处 理 工 程	处理前	1320℃	3.50	0.120	0.007	—
	处理后	1620℃	0.10	0.015	0.007	处理時間：60分

実施の形態 2

本発明者らは、もともと炉体煉瓦修理時のために設置されている転炉型反応容器の予備機を脱硫プロセスに利用するという着想に基づき、複数基ある転炉型反応容器の一部を利用して脱硫処理のみを実施し、脱炭処理を他の転炉型反応容器で行うことを考えた。ここで、転炉型反応容器には一般に使用されている上底吹き型転炉以外に、横吹き型転炉、上横吹き型転炉等が含まれる。

転炉型反応容器は大型容器であり、フリーボードも十分にあるため溶鉄の脱硫処理を行うのに何ら支障はなく、一方、フリーボードが十分にあるために脱硫剤として反応性の高い製鋼スラグや製鉄スラグを大量に使用することができ、これにより効率的な脱硫処理を行うことができ、しかもスラグ中のT. Feも同時に還元できるため歩留まりも向上する利点がある。

また、脱硫反応は還元反応であり、脱硫処理における酸素の投入は脱硫反応を阻害する要因となることから、従来では脱硫処理における送酸は基本的に避けるべきであると考えられてきたが、転炉型反応容器において強攪拌下で脱硫処理を実施する場合には、ある程度の送酸を行っても脱硫反応は殆ど阻害されないことが判った。また、コークス等の炭材は硫黄分を含んでおり、通常の転炉操業では加硫の問題から炭材の供給には大きな制約があるが、脱炭処理の前工程として転炉型反応容器を利用した脱硫処理を行う場合には、炭材が供給される工程が脱硫処理工程であり、しかも転炉型反応容器において強攪拌下で効率的な脱硫処理がなされることにより、炭材供給による溶鉄への加硫は殆んど問題とならず、このため比較的大量の炭材を供給できることが判った。

したがって、転炉型反応容器を利用して行う脱硫処理では送酸及び炭材供給が比較的容易にできるため、脱硫に有利な高温処理を行うことができる。また、処理後の溶鉄温度、後工程での熱余裕を考慮した溶鉄温度の確保が容易であり、しかも炭材の供給等によって溶鉄中の[C]の低下を防止することができるため、引き続き行われる脱炭処理を熱余裕確保の面で極めて有利に実施することができる。

さらに、転炉型反応容器を利用して行う脱硫処理ではスクラップ等の固体鉄源の装入が可能であり、送酸及び炭材供給を適宜実施することにより、処理後の溶鉄温度や後工程の脱炭処理の実施に何ら支障を来たすことなく固体鉄源を

効率的に溶解させることができる。また、脱硫処理工程で固体鉄源を供給するため、高Sの還元鉄等も何ら問題なく固体鉄源として使用することができる。

また、上記のように通常の転炉精錬設備では、炉体煉瓦修理時のために転炉型反応容器の予備機を有しており、且つこの予備機は極く短い炉体煉瓦修理期間を除く大半の期間は休止状態にある。したがって、このような予備機の転炉型反応容器を溶銑の脱硫処理に利用することにより、従来の炉外脱硫処理のような設備的負担を全く伴うことなく脱硫処理を行うことができる。

実施の形態2の溶銑精錬法は、このように複数基ある転炉型反応容器の一部（好ましくは、予備機の転炉型反応容器）を利用して脱硫処理を行うことにより、処理効率面と設備面の両方で従来にない多大なメリットが得られることを見い出しなされたもので、以下のような特徴を有するものである。

[1] 2基以上の転炉型反応容器を用い、少なくとも1基の転炉型反応容器において溶銑を脱硫処理し、該脱硫処理後の溶銑を他の転炉型反応容器で脱炭処理して溶鋼を得ることを特徴とする溶銑精錬法。

[2] 上記[1]の溶銑精錬法において、脱硫処理における転炉型反応容器での溶銑攪拌用ガスの吹き込み量を溶銑当たり $0.05 \text{ Nm}^3 / \text{t} / \text{min}$ 以上とすることを特徴とする溶銑精錬法。

[3] 上記[1]または[2]の溶銑精錬法において、脱硫処理における転炉型反応容器での送酸量を溶銑当たり $2.5 \text{ Nm}^3 / \text{t} / \text{min}$ 以下とすることを特徴とする溶銑精錬法。

[4] 上記[1]～[3]のいずれかの溶銑精錬法において、脱硫処理において炭材を供給することを特徴とする溶銑精錬法。

[5] 上記[1]～[4]のいずれかの溶銑精錬法において、脱硫処理において転炉型反応容器の攪拌用ガス吹き込みノズルから脱硫材および／または炭材を吹き込むことを特徴とする溶銑精錬法。

[6] 上記[1]～[5]のいずれかの溶銑精錬法において、脱硫処理を行うべき転炉型反応容器に溶銑とともに固体鉄源を装入し、送酸と炭材供給を行って固体鉄源を溶解した後、脱硫処理を行うことを特徴とする溶銑精錬法。

[7] 上記[1]～[6]のいずれかの溶銑精錬法において、脱硫処理において製鋼スラグおよび／または製銑スラグを装入することを特徴とする溶銑精錬法。

実施の形態 2 は 2 基以上の転炉型反応容器を用い、少なくとも 1 基の転炉型反応容器において溶銑を脱硫処理し、この脱硫処理後の溶銑を他の転炉型反応容器で脱炭処理して溶鋼を得る溶銑精錬法である。したがって、本発明法では極低硫鋼溶製等の特殊な場合を除き、通常は従来行われてきたような炉外脱硫処理は行う必要はない。

実施の形態 2 における脱硫処理および脱炭処理は、それぞれ任意の異なる転炉型反応容器を使用して実施でき、したがって脱硫処理用の転炉型反応容器と脱炭処理用の転炉型反応容器をそれぞれ設けて実施することも可能であるが、本発明において最も好ましく且つ有用な実施形態は、転炉精錬設備に設置された予備機を含む 2 基以上の転炉型反応容器をそれぞれ利用して脱硫処理と脱炭処理を実施することにある。

通常の転炉精錬設備では、炉体煉瓦修理時のための予備機を含めて複数基（通常、2～3 基）の転炉型反応容器を有している。一般に転炉型反応容器の 1 回の操業期間は 4～5 ヶ月程度であり、この操業期間の後に極く短い炉体煉瓦修理期間（通常、2 週間前後であり、この炉体煉瓦修理期間中は予備機の転炉型反応容器が稼働する）を経て、次の操業期間に入る。若しくは、それまでの予備機の転炉型反応容器と入れ替りに、予備機として休止状態に入ることもある。したがって、例えば 2 基の転炉型反応容器を備えた設備の場合には、上記炉体煉瓦修理期間を除いた全期間において休止状態にある予備機の転炉型反応容器が常に存在していることになる。

したがって、このような休止期間中の予備機の転炉型反応容器を溶銑の脱硫処理に利用すれば、炉外脱硫処理のための専用設備を設けることなく、設備の有効利用を図りつつ、脱硫処理を実施することができる。なお、例えば 2 基の転炉型反応容器を備えた設備の場合の炉体煉瓦修理期間中については、この期間中だけ脱硫処理を行わないか（この場合には、高 S 鋼として出鋼する）、或いは炉体煉瓦修理を行う転炉型反応容器について炉体交換（予備の炉体を用意しておき、炉体のみを交換する）を実施することにより両転炉型反応容器を稼働できるようにすればよい。

実施の形態 2 を適用すべき溶銑の種類に特別な制限はなく、高炉や溶融還元

炉等で製造された溶銑の精錬に適用できるが、特に実施の形態2は熔融還元炉で製造された溶銑の精錬法として極めて有用である。すなわち、一般に高炉で製造される溶銑中の[S]は0.03wt%前後であり、通常、脱硫処理ではこれを0.01wt%未満のレベルまで低減させればよい。これに対して熔融還元炉で製造される溶銑中の[S]は0.3~0.4wt%程度と高炉の溶銑に較べて格段に高く、このため従来行われているような炉外脱硫処理では、このような高レベルの[S]を0.01wt%未満のレベルまで低減させることは甚だ困難である。この点、本発明法では転炉型反応容器の強攪拌を利用し且つ以下に述べるような諸条件に従って脱硫処理を行うことにより、熔融還元炉で製造された高Sの溶銑であっても問題なく脱硫処理を行うことができ、引き続き他の転炉型反応容器で行われる脱炭処理を含め、溶銑の効率的な精錬を行うことができる。

実施の形態2では、転炉型反応容器での強攪拌機能を利用して溶銑の脱硫処理を行うものであり、このため通常は転炉型反応容器にN₂等の溶銑攪拌用ガス（例えば、上底吹き型転炉の場合には、底吹きガス）が供給される。この溶銑攪拌用ガスの好ましい吹き込み量は、所望の強攪拌作用を得るため溶銑当たり0.05Nm³/t/min以上、望ましくは0.1Nm³/t/min以上とする。

第5図は、上底吹き型転炉において脱硫処理を行った場合（送酸量：1.0Nm³/t/min）について、溶銑攪拌用の底吹きガス（窒素ガス）の吹き込み量と脱硫率との関係を示しており、底吹きガス量を0.05Nm³/t/min以上とすることにより高い脱硫率が得られることが判る。

また、脱硫処理では必要に応じて送酸ランスを通じた送酸（酸素送給）を行う。この送酸により、脱硫に有利な高温処理を行うことができるとともに、後工程での熱余裕を考慮した溶銑温度の確保が容易となり、引き続き行われる脱炭処理等を有利に実施することができる。先に述べたように脱硫反応は還元反応であり、脱硫処理における酸素や酸化物の投入は脱硫反応を阻害する要因となることから、従来行われているような炉外脱硫処理では送酸は基本的に避けるべきであると考えられてきた。これに対して本発明者らは、転炉型反応容器において強攪拌下で脱硫処理を実施する場合には、ある程度の量の送酸を行っ

ても脱硫反応は殆ど阻害されないことを見い出した。

送酸は脱硫処理後の溶銑温度および後工程での熱余裕を考慮して $2.5 \text{ Nm}^3 / \text{t} / \text{min}$ 以下、好ましくは $2 \text{ Nm}^3 / \text{t} / \text{min}$ 以下、より好ましくは $1.5 \text{ Nm}^3 / \text{t} / \text{min}$ 以下の範囲の供給量で行われ、これにより脱硫反応が阻害されることなく且つ過度な脱炭反応を進行させることもなく、脱硫処理を高温の溶銑温度で行うことができる。なお、処理温度、処理後の溶銑温度、後工程での熱余裕等の観点から送酸の必要がない場合には、送酸は実施しなくてもよい。

送酸量が $2.5 \text{ Nm}^3 / \text{t} / \text{min}$ を超えると脱硫反応が阻害されるため脱硫効率が低下し、また、脱炭反応が進行して溶銑中の $[\text{C}]$ が低減するため、引き続き他の転炉型反応容器において行われる脱炭処理において熱余裕がなくなり、スクラップが溶解しにくくなったり、地金付着が発生する等の問題を生じる。

第6図は、上底吹き型転炉において脱硫処理を行った場合（底吹きガス量： $0.1 \text{ Nm}^3 / \text{t} / \text{min}$ ）について、送酸量と脱硫率との関係を示しており、送酸量が $2.5 \text{ Nm}^3 / \text{t} / \text{min}$ を超えると脱硫効率が極端に悪化することが判る。

実施の形態2では、上記の供給量の範囲においては送酸による脱硫反応への影響が小さいため、高温処理による処理時間の短縮化、処理後の溶銑温度の確保等の観点から、上記の供給量の限度において送酸は行った方が好ましい。

また、実施の形態2の脱硫処理では、熱源として、さらには送酸による溶銑中の $[\text{C}]$ の低下を防止するため、コークス等の炭材を供給することができる。このような炭材の供給により、上述した送酸による効果と相俟って脱硫に有利な高温処理を行うことができるとともに、後工程での熱余裕を考慮した溶銑温度の確保が容易となり、しかも溶銑中の $[\text{C}]$ の低下を防止して引き続き行われる脱炭処理等を有利に実施することができる。コークス等の炭材の供給量は、目標とする脱硫処理後の溶銑中の $[\text{C}]$ 量に応じ、送酸量等を考慮して決められる。

また、脱硫処理では任意の脱硫剤を添加できるが、本発明で行う脱硫処理は他の転炉型反応容器で行われる脱炭処理の処理時間（通常、約15分前後）と

略同程度の時間で処理を終了させ、脱炭処理を行う転炉の稼動ピッチと合わせるようにすることが好ましく、このため脱硫効率を向上させるために、必要に応じて石灰粉（通常、生石灰）を主成分とする脱硫剤を攪拌用ガス吹き込みノズルから吹き込むことができる。

また、脱硫剤としては、製鋼スラグ、製鉄スラグの1種または2種以上を装入することができる。先に述べたように転炉型反応容器は大型容器であり、フリーボードも十分にあるため、脱硫剤として反応性の高い製鋼スラグや製鉄スラグを大量に使用することができ、これにより効率的な脱硫処理を行うことができる。また、このように脱硫剤としてスラグを利用することにより、スラグ中のT. Feも同時に還元できるため歩留まりも向上する。例えば、T. Fe : 5 wt %程度のスラグを用いた場合には、処理後のスラグ中T. Feを0. 05 wt %程度まで低下させることができる。

したがって、熔融還元炉で製造された溶銑を脱硫処理する場合には、熔融還元スラグを脱硫剤として供給することにより、高Sの溶銑の脱硫処理の効率化と歩留まり向上を図ることができる。

上述した炭材や脱硫剤の転炉型反応容器内への供給法は、装入装置を利用した炉上方からの重力落下、攪拌用ガス吹き込みノズルからの吹き込み（インジェクション）等の任意の方法を採ることができるが、(1)吹き込み法では炭材や脱硫剤として比表面積が大きい粉体を用いるため溶銑との反応性を高めることができること、(2)吹き込まれた粉体（炭材、脱硫剤）のエネルギーにより、攪拌用ガスだけを吹き込む場合に較べて強攪拌が得られ、その分、反応効率を高めることができること、(3)吹き込まれた炭材や脱硫剤の粉体がスラグに浮上するまでの間にメタル内を通るので、その分、反応性や攪拌性を高めることができること、等の面で攪拌用ガス吹き込みノズルからの吹き込みの方が有利である。

攪拌用ガス吹き込みノズルは、例えば上底吹き型転炉の場合には底吹きノズルであり、この底吹きノズルから炭材や脱硫剤が吹き込まれる。

また、脱硫効率を向上させることを目的として、送酸終了後に脱酸剤として金属AlまたはAl含有物質、FeSi、SiMn等の合金、SiC等を供給することができ、これらを供給してスラグーメタルを攪拌することにより、さ

らに高い脱硫効率を得ることができる。これら脱酸剤の供給は炉上部からの重力落下でも構わないが、攪拌用ガス吹き込みノズルから吹き込むようにすればスラグへのロスが低減できるのでさらに効果的である。

実施の形態2の脱硫処理は転炉型反応容器を利用するものであるため、この脱硫処理工程においてスクラップ等の固体鉄源を装入して溶解させることができ、また、このような固体鉄源の溶解に当たっては送酸や炭材の供給を適宜実施して熱の供給を行うことができるため、処理後の溶銑温度や後工程の脱炭処理の実施等に悪影響を及ぼすこともない。

また、このように脱硫処理で固体鉄源を溶解するため、硫黄分の高い還元鉄等の固体鉄源を装入しても問題はなく、従来では製鋼工程での使用が困難であった高Sの還元鉄や脱硫処理前に鑄銑機で凝固された銑鉄等も固体鉄源としての使用が可能となる。

したがって、実施の形態2では脱硫処理を行うべき転炉型反応容器に還元鉄、スクラップ、銑鉄等の中から選ばれる1種以上の固体鉄源を装入し、これらを送酸と炭材供給を行って溶解した後、脱硫処理を行う操業形態を採ることができる。

以上のようにして少なくとも1基の転炉型反応容器で脱硫処理された溶銑は、移送容器等を介して他の転炉型反応容器に移され、ここで脱炭処理（必要に応じて、同時に脱燐処理）がなされる。この脱炭処理に特別な制約はなく、通常の場合で行えばよい。

実施の形態2に使用される転炉型反応容器としては上底吹き型転炉、横吹き型転炉、上横吹き転炉等が挙げられるが、特に脱硫処理に用いられる転炉型反応容器については、上底吹き型転炉の方が横吹き型転炉や上横吹き型転炉に較べてスラグーメタル界面の反応領域が広くとれるため反応効率がよく、脱硫効率の向上が期待できるため好ましい。

以上述べたような実施の形態2の溶銑精錬法は、炉外脱硫処理を行う従来法に対して以下のような利点がある。

(1) 通常は休止状態にある転炉型反応容器の予備機をそのままの形で脱硫処理に利用できるため、従来の炉外脱硫処理のような設備的負担を全く伴うことなく脱硫処理を行うことができる。

(2) 脱硫処理に利用する転炉型反応容器はフリーボードが十分にあるため、脱硫剤として反応性の高い製鋼スラグや製鉄スラグを大量に使用することができ、このため効率的な脱硫処理を行うことができ、しかもスラグ中のT. Feも同時に還元できるため歩留まりも向上する。

(3) 脱硫処理において転炉型反応容器が有している送酸ランス等を利用した送酸及び炭材供給を行うことができる。従来では、脱硫処理における酸素分の投入は脱硫反応を阻害する要因となることから脱硫処理における送酸は基本的に避けるべきであると考えられてきたが、転炉型反応容器において強攪拌下で脱硫処理した場合には、ある程度の量の送酸を行っても脱硫反応は殆ど阻害されない。また、コークス等の炭材は硫黄分を含んでおり、通常の転炉操業では加硫の問題から炭材の供給には大きな制約があるが、本発明法では炭材が供給される工程が脱硫処理工程であり、しかも転炉型反応容器の強攪拌下で効率的な脱硫処理がなされるため、炭材供給による加硫は殆んど問題とならず、このため比較的大量の炭材を供給することができる。

このように転炉型反応容器を利用した脱硫処理では送酸及び炭材の供給が比較的容易にできるため、脱硫に有利な高温処理を行うことができ、しかも、後工程での熱余裕を考慮した溶銑温度の確保が容易となる。したがって、脱炭処理工程でのスクラップ装入量も増大させることができる。

(4) 脱硫処理においてコークス等の炭材の供給ができるため、溶銑中の[C]の低下を防止することができ、このため引き続き行われる脱炭処理を極めて有利に実施することができ、スクラップの装入量も上述した溶銑温度の確保と相俟って大幅に増大させることができる。さらに、炭材を供給して溶銑を加炭することにより、脱炭処理において高品位の発生ガスを大量に得ることができる。

(5) 転炉型反応容器を利用して脱硫処理を行うためスクラップ等の固体鉄源の装入が可能であり、上述したような送酸及び炭材供給を適宜実施することにより、処理後の溶銑温度や後工程の脱炭処理の実施に何ら支障を来すことなく、固体鉄源を溶解させることができ、この結果、脱炭処理工程を含めた精錬工程全体でのスクラップ等の固体鉄源の消費量を大幅に増大させることができる。また、脱硫処理工程で固体鉄源を装入するものであるため、従来の転炉操業では利用が難しかった高Sの還元鉄や脱硫処理前に鑄鉄機で凝固させた銑鉄等に

ついても、固体鉄源として問題なく使用することができる。

(6) 実施の形態2の溶銑精錬法は、特に溶融還元炉で製造される溶銑の精錬に極めて有用である。すなわち、溶融還元炉で製造される溶銑中の[S]は高炉の溶銑に較べて格段に高く、このため従来行われている炉外脱硫処理では、このような高レベルの[S]を所定のレベルまで低減させることは困難である。これに対して本発明法では、転炉型反応容器の強攪拌機能を利用し且つ上述したような諸条件に従って脱硫処理を行うことにより、溶融還元炉で製造された高Sの溶銑であっても問題なく脱硫処理することができ、引き続き他の転炉型反応容器で行われる脱炭処理を含め、溶銑の効率的な精錬を行うことができる。

なお、実施の形態2に供される2基以上の転炉型反応容器は、実施の形態2における通常の操業形態を想定した場合、脱硫処理、脱炭処理のいずれにも使用できるようにすることが好ましく、このため転炉型反応容器用の耐火物としては脱硫処理、脱炭処理のいずれにも高い耐用性を有するMgO-C系煉瓦を用いることが好ましい。

実施例1

100t転炉（煉瓦積み後内容積90m³）に溶銑100tを入れ、底吹きガス量を溶銑当たり0.1Nm³/t/minとし、生石灰を溶銑当たり5kg/t重力落下させて脱硫処理を実施した。この脱硫処理では、以下に示すように処理開始から約15分で溶銑中の[S]が0.032wt%から0.010wt%まで低下した。

	[C]	[S]	溶銑温度
処理前	4.5wt%	0.032wt%	1400℃
処理後	4.5wt%	0.010wt%	1360℃

次いで、この脱硫した溶銑をもう一基の転炉で脱炭処理し、[C]:0.05wt%、[S]:0.010wt%の鋼を得た。

実施例2

100t転炉（煉瓦積み後内容積90m³）に溶銑100tを入れ、底吹きガス量を溶銑当たり0.5Nm³/t/minとし、生石灰を溶銑当たり5kg/t重力落下させて脱硫処理を実施した。この脱硫処理では、以下に示すように処理開始から約10分で溶銑中の[S]が0.032wt%から0.007wt%まで低下した。

	[C]	[S]	溶銑温度
処理前	4.5 wt %	0.032 wt %	1400℃
処理後	4.5 wt %	0.007 wt %	1360℃

次いで、この脱硫した溶銑をもう一基の転炉で脱炭処理し、[C] : 0.05 wt %、[S] : 0.007 wt %の鋼を得た。

実施例3

100 t 転炉（煉瓦積み後内容積90 m³）に [C] : 約3 wt %、[S] : 約0.3 wt %の溶銑200 tと、この溶銑の製造過程で生成した [T. Fe] : 約5 wt %、[CaO] / [SiO₂] : 1.2のスラグ60 tを入れ、送酸ランスからの送酸量を1000 Nm³/h、底吹きガス量を溶銑当たり1 Nm³/t/min、コークス装入量を7 tとして、脱硫処理を実施した。この脱硫処理では、以下に示すように処理開始から約30分で溶銑中の [S] が0.305 wt %から0.010 wt %まで低下した。また、溶銑温度を50℃上昇させることができた。

	[C]	[S]	溶銑温度
処理前	3.1 wt %	0.305 wt %	1400℃
処理後	4.5 wt %	0.010 wt %	1450℃

次いで、この脱硫した溶銑をもう一基の転炉で100 tずつ2回に分けて脱炭処理し、[C] : 0.05 wt %、[S] : 0.010 wt %の鋼を得た。

実施例4

100 t 転炉（煉瓦積み後内容積90 m³）に溶銑100 tを入れ、底吹きガス量を溶銑当たり0.5 Nm³/t/minとし、底吹きノズルから生石灰を溶銑当たり5 kg/t吹き込んで脱硫処理を実施した。この脱硫処理では、以下に示すように処理開始から約5分で溶銑中の [S] が0.032 wt %から0.002 wt %まで低下した。

	[C]	[S]	溶銑温度
処理前	4.5 wt %	0.032 wt %	1400℃
処理後	4.5 wt %	0.002 wt %	1380℃

次いで、この脱硫した溶銑をもう一基の転炉で脱炭処理し、[C] : 0.05 wt %、[S] : 0.002 wt %の鋼を得た。

実施例5

100 t 転炉（煉瓦積み後内容積90m³）に溶銑100 tを入れ、底吹きガスを溶銑当たり0.1Nm³/t/minとし、生石灰を溶銑当たり5kg/t、Alを溶銑当たり0.2kg/t装入して脱硫処理を実施した。この脱硫処理では、以下に示すように処理開始から約5分で溶銑中の[S]が0.032wt%から0.002wt%まで低下した。

	[C]	[S]	溶銑温度
処理前	4.5wt%	0.032wt%	1380℃
処理後	4.5wt%	0.002wt%	1400℃

次いで、この脱硫した溶銑をもう一基の転炉で脱炭処理し、[C]:0.05wt%、[S]:0.002wt%の鋼を得た。

実施例6

100 t 転炉（煉瓦積み後内容積90m³）に溶銑100 tを入れ、底吹きガスを溶銑当たり0.5Nm³/t/minとし、生石灰を溶銑当たり5kg/t、コークスを溶銑当たり20kg/t装入し、ランスより5000Nm³/hの送酸を行って脱硫処理を実施した。この脱硫処理では、以下に示すように処理開始から約10分で溶銑中の[S]が0.032wt%から0.015wt%まで低下するとともに、[C]が3.2wt%から4.5wt%まで上昇した。

	[C]	[S]	溶銑温度
処理前	3.2wt%	0.032wt%	1380℃
処理後	4.5wt%	0.015wt%	1400℃

次いで、この脱硫した溶銑をもう一基の転炉で脱炭処理し、[C]:0.05wt%、[S]:0.015wt%の鋼を得た。

実施の形態 3

上述した観点から、本発明者等は、金属の溶融還元製錬方法を開発すべく鋭意研究を重ねた。その結果、下記知見を得た。

鉄鉱石と炭材とを鉄浴型製錬炉、即ち溶融還元炉に装入しつつ当該炉内に常温ないし予熱された酸素20%以上含有するガスを吹き込んで、溶銑を製造する工程において、溶融還元炉に装入する炭材として、石炭を予め脱揮してチャーを調製し、このチャーを用いると、溶融還元炉における二次燃焼率を従来水準よりも著しく高くしても、炉壁の熱負荷を小さく抑制することができるとの知見を得た。即ち、本発明者等は、溶融還元炉において、炭材として装入する石炭を脱揮して、残留する揮発物質（VM）の含有率を減らした場合に、二次燃焼率の向上に対する炉壁熱負荷がどのように変化するかを明らかにする試験をした。そして、第7図に示す結果を得た。

第7図から明らかなように、溶融還元炉に装入する石炭中の揮発物質含有率を10 wt.%未満に減らすと、全く脱揮しなかった石炭（VM：30～45%）を使用した場合と比較して、炉壁熱負荷が著しく軽減する。そして、その軽減の程度は、平均的に約3分の1程度である。

そこで、本発明者等は、この発明の目的を達成するためには、前述したDIOS法における溶融還元炉へ装入する炭材として、石炭を脱揮して生成するチャーを使用することに着眼した。この着眼に伴い、上記チャーを、DIOS法における予備還元炉において行なわせることを着想した。そして、予備還元工程において、予備還元率を従来水準よりも向上させると同時に、石炭を脱揮してチャー化する機能をもつ反応炉を、予備還元炉として採用すべきである、との全く新しい着想を得た。

この実施の形態3は、上述した知見と独創的な着想に基づきなされたものである。

第1の金属の溶融還元製錬方法は、予備還元炉に炭材及び酸化物ないし水酸化物鉱石を装入し、前記炭材で前記酸化物ないし水酸化物鉱石を予備還元し、こうして予備還元処理を施された酸化物ないし水酸化物鉱石と、炭材とを、金属浴型製錬炉に装入しつつ、前記金属浴型製錬炉内に常温ないし予熱された酸

素20%以上含有するガスを吹き込んで熔融金属を製造する金属の熔融還元製錬方法において、前記予備還元処理を施された酸化物ないし水酸化物鉱石として、下記(a)の工程で予備還元されたものを用いることに特徴を有するものである。ここで、

工程(a)：炭材と酸化物ないし水酸化物鉱石とを直接接触させる機能をもつ反応炉を用い、前記反応炉に炭材及び酸化物ないし水酸化物鉱石を装入し、前記酸化物ないし水酸化物鉱石の少なくとも一部分を金属化するまで還元し、こうして金属化された金属を少なくとも一部含む酸化物ないし水酸化物鉱石を調製する工程。

第2の金属の熔融還元製錬方法は、金属浴型製錬炉に炭材及び予備還元処理を施された酸化物ないし水酸化物鉱石を装入しつつ、前記金属浴型製錬炉内に常温ないし予熱された酸素20%以上含有するガスを吹き込んで熔融金属を製造する金属の熔融還元製錬方法において、前記金属浴型製錬炉に装入される、炭材及び前記予備還元処理を施された酸化物ないし水酸化物鉱石のそれぞれに、下記(b)の工程で予備還元処理を施された酸化物ないし水酸化物鉱石及び炭材のそれぞれを含ませることに特徴を有するものである。ここで、

工程(b)：炭材と酸化物ないし水酸化物鉱石とを直接接触させる機能をもつ反応炉を用い、前記反応炉に炭材及び酸化物ないし水酸化物鉱石を装入し、前記酸化物ないし水酸化物鉱石の少なくとも一部分を金属化するまで還元し、こうして金属化された金属を少なくとも一部含む酸化物ないし水酸化物鉱石と、脱揮されて生成したチャーを少なくとも一部含む炭材とを調製する工程。

第3の金属の熔融還元製錬方法は、第1又は第2記載の金属の熔融還元製錬方法において、前記予備還元炉に装入する前記炭材の量を、前記酸化物ないし水酸化物鉱石の全量が予備還元されて金属化するために化学量論的必要量以上の量とすることに特徴を有するものである。

第4記載の金属の熔融還元製錬方法は、第1～3記載の発明の内、いずれか一つの金属の熔融還元製錬方法において、前記予備還元炉に装入する前記炭材が、脱揮されて生成したチャーを含んでいることに特徴を有するものである。

第5記載の金属の熔融還元製錬方法は、第1～4記載の発明の内、いずれか一つの金属の熔融還元製錬方法において、前記予備還元炉が、ロータリーキル

ン型又はロータリーハース型の反応炉であることに特徴を有するものである。

第6記載の金属の溶融還元製錬方法は、金属浴型製錬炉に炭材及び酸化物ないし水酸化物鉱石を装入しつつ、前記金属浴型製錬炉内に常温ないし予熱された酸素20%以上含有するガスを吹き込んで溶融金属を製造する金属の溶融還元製錬方法において、前記金属浴型製錬炉に装入する前記炭材として、予め少なくとも一部が脱揮された炭材を用いることに特徴を有するものである。

第7記載の金属の溶融還元製錬方法は、第6記載の金属の溶融還元製錬方法において、酸化物ないし水酸化物鉱石を予熱及び／又は予備還元し、得られた予熱及び／又は予備還元された酸化物ないし水酸化物鉱石を、前記金属浴型製錬炉に装入することに特徴を有するものである。

第8記載の金属の溶融還元製錬方法は、第8記載の金属の溶融還元製錬方法において、前記金属浴型製錬炉に装入する前記炭材が、前記予熱及び／又は予備還元時に少なくとも一部が脱揮された炭材を用いることに特徴を有するものである。

第9記載の金属の溶融還元製錬方法は、第7又は8記載の溶融還元製錬方法において、前記予備還元が、ロータリーキルン型又はロータリーハース型の反応炉を用いて行なうことに特徴を有するものである。

次に、この発明の実施の形態とその実施に伴なう還元反応並びに作用及び効果とについて説明する。

(1) 実施態様

〔第一実施態様〕：

第8図に、この発明を実施するときに使用する設備の概略フローチャートの一例を示す。同図に示すように、予備還元炉としての予備還元用炭材・鉱石直接接触炉103（例えば、ロータリーキルン又はロータリーハース型炉等であって、溶融還元炉生成ガスを予備還元流動層へ導いて、還元処理を行なわせるような、鉱石周囲の雰囲気炭材の影響をほとんど受けしないような炉を除く）に、原鉱石111並びに原炭材121を連続的に装入し、高カロリー燃料120を供給すると共に、酸素146と予熱された空気150を適宜混合された混合ガスを吹き込んで、原鉱石111を予備還元する。このとき、直接接触炉1

03に適宜、石灰石や生ドロマイト等の生副原料125を装入する。また、予備還元操業条件（原炭材の供給速度や予備還元温度等）に依存して、原炭材121の脱揮が進行し、チャーとなる。こうして、原鉱石111は予備還元されて所定の還元率を得る。そして、還元率に依存して金属化された鉄を含んだチャー含有還元鉄115が連続的に生成される。

こうして、直接接触炉103で予備還元されたチャー含有還元鉄115を熔融還元炉101に連続的に装入する。熔融還元炉101へはその他に、焼石灰や軽焼ドロマイト等の副原料126、原炭材121並びに酸素146及び適宜空気を吹き込んで還元鉄を熔融還元製錬する。熔融還元製錬に際し、熔融還元炉101へ窒素ガス148を吹き込んで浴攪拌を強化する。こうして、熔融還元炉101内では鉄浴及びスラグ浴が形成され、溶銑136及びスラグ137が排出される。

一方、第8図に示すように、付帯設備として、除塵機153、蒸気回収ボイラー156、発電設備154、及び空気予熱用熱交換器158が設けられており、熔融還元炉101から排出される生成ガス131、及び予備還元用炭材・鉱石直接接触炉103から排出される発生ガス132を処理する。生成ガス131及び発生ガス132からは、除塵された回収ダスト138が熔融還元炉101へリサイクルされ、ガス顕熱は蒸気回収ボイラー156で熱回収される。また、発生ガス132はガスホルダー152に貯留され、発電設備154に供給されて発電される。

〔第二実施態様〕：

第12図に、この発明を実施するときに使用する設備の概略フローチャートの他の例を示す。同図に示すように、この設備例は、予備還元炉が設けられていない場合である。但し、炭材脱揮炉105が設けられている。炭材脱揮炉105には、原炭材121が装入され、高カロリー燃料120を供給すると共に、酸素146と予熱された空気150を適宜混合したガスを吹き込んで、原炭材121を脱揮する。そして、熔融還元炉101には、脱揮炭材122を装入すると共に、原鉱石111を連続的に装入し、その他に、石灰石や生ドロマイト等の生副原料125を装入する。そして上記脱揮炭材122で酸素146と予熱された空気150とが適宜混合されたガスを吹き込んで原鉱石111を熔融

還元製錬する。熔融還元製錬に際し、熔融還元炉 101 へは、適宜窒素ガス 148 を吹き込んで浴攪拌を強化する。こうして、熔融還元炉 101 内では鉄浴及びスラグ浴が形成され、溶銑 136 及びスラグ 137 が排出される。

一方、第 12 図に示すように、付帯設備として、除塵機 153、蒸気回収ボイラー 156、発電設備 154、及び空気予熱・熱風製造用熱交換器 158 が設けられており、熔融還元炉 101 から排出される生成ガス 131、及び炭材脱揮炉 105 から排出される脱揮炉生成ガス 133 を処理する。生成ガス 131 及び脱気炉生成ガス 133 からは、除塵機 151 で捕捉された回収ダスト 138 が熔融還元炉 101 へリサイクルされる。熔融還元炉 101 から排出される生成ガス 131 のガス顕熱は蒸気回収ボイラー 156 で熱回収される。また、脱揮炉生成ガス 133 はガスホルダー 152 に貯留され、発電設備 154 に供給されて発電される。

〔第三実施態様〕：

第 13 図に、この発明を実施するときに使用する設備の概略フローチャートの他の例を示す。同図に示すように、この設備例には、予備還元炉として、予熱・予備還元流動層 102 が設けられており、ここで原鉱石 111 がチャー含有予備還元鉱石 114 に還元され、熔融還元炉 101 に装入される。熔融還元炉 101 には、その他に、焼石灰や軽焼ドロマイト等の副原料 126 が装入され、炭材脱揮炉 105 で脱揮された脱揮炭材 122 が装入され、酸素 146 を吹き込んで熔融還元製錬する。この際、窒素ガス 148 を吹き込んで浴攪拌を強化する。こうして、熔融還元炉 101 内では鉄浴及びスラグ浴が形成され、溶銑 136 及びスラグ 137 が排出される。付帯設備として、除塵機 153、蒸気回収ボイラー 156 及び発電設備 154 が設けられており、第二実施態様と類似している。

〔第四実施態様〕：

第 14 図に、この発明を実施するときに使用する設備の概略フローチャートの他の例を示す。同図に示すように、この設備例は、第 13 図で説明した第三実施態様における、予熱・予備還元流動層 102 の代わりに予備還元用炭材・鉱石直接接触炉 103 を設け、この直接接触炉 103 への装入鉱石として、炭材脱揮炉 105 で脱揮した脱揮炭材（チャー） 122 と原炭材 111 とを使用

するものであり、その他の設備内容は第三実施態様に準じたものである。

(2) 還元反応、作用及び効果

はじめに、この明細書で用いた語句の定義をする。

〔二次燃焼率〕：

二次燃焼率とは、溶融還元炉の炉口ないしフード・ダクト部分で計測し得るガス酸化度をいう。

二次燃焼率(%) = S R F 炉口部近傍ガス酸化度(%)

$$\text{ガス酸化度(}\%) = \{ (\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}) / (\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{H}_2 + \text{H}_2\text{O}) \} \times 100$$

通常は、溶融還元炉浴部のガス酸化度は、炉口部より高いが、実測することは困難であるため、上記の定義とする。

二次燃焼率は、 $\text{CO} \rightarrow \text{CO}_2$ 、 $\text{H}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O}$ に燃焼した割合であり、ガス酸化度には付着水分が蒸発した H_2O や、分解生成 CO_2 も分子に含むため、厳密には異なるものである。S R F 浴部のガスは、その上部ガス空間で、炭材の揮発分や飛散ダスト中の炭素により改質されて、ガス酸化度が浴部と比べ、S R F 炉口では最大で10%前後下がることもある。

〔炭材〕：

炭材とは、炭素含有物質であって、いわゆる石炭、コークス、チャー、オイルコークス、R D F や廃プラスチック等の廃物燃料等の固形物以外に、重油、炭化水素含有物を含む。

〔高カロリー燃料〕：

高カロリー燃料とは、重油やプロパンガス等少なくとも $2500 \text{ kcal} / \text{Nm}^3$ 以上または $10,000 \text{ kcal} / \text{kg}$ 以上のカロリーを有する燃料を指すものとする。

〔鉍石を金属化させるに必要な化学量論的炭材量〕：

実施例2～4におけるような、予備還元炉に鉍石を金属化させるに必要な化学量論的炭材量より過剰に炭材を加えるに際しては、予備還元炉生成物中のC濃度を少なくとも5%以上、望ましくは10%以上とすべきである。溶融還元炉での必要炭素量は、二次燃焼率が低いほど多く必要となるわけであるが、少なくとも、予備還元炉生成物中C濃度が、40%を超えることはなく、通常、

30%以下程度が望ましい。

熔融還元炉の操作中における炉壁熱負荷は、炉内の二次燃焼率増大に伴ない、増大するが、これは、主として高温ガスからの輻射伝熱によるものと考えられている。ガス中の輻射には、 H_2O 、 CO_2 、 CO が影響大であり、 N_2 や H_2 はほとんど無視できる程度の影響しかない。上記の3成分中でも特に H_2O の影響が大であることは、化学工学便覧等文献に記載された輻射係数をみると予想できるが、本発明者等は、熔融還元炉内のような高温含塵ガス中で実際にその寄与率を確認することができた。それらの検討結果より、石炭中揮発分(VM)が少なくとも10%未満となるレベルまで脱揮することにより、熔融還元炉内での炉壁熱負荷に及ぼす二次燃焼の影響を従来の半減レベルまで低減することができることを見出した(第7図参照)。

上記結果は、石炭中に通常5%前後含まれる水素分によりガス中に少なくとも10%以上、通常20%前後は存在するためであり、原料・燃料に付着している水分の影響はその十分の1以下程度である。

石炭、特に一般炭とよばれる非粘結炭中に通常含まれる水素分は、高温にさらすことにより、揮発分として1%以下までほとんど除去可能であり、炉壁熱負荷の点で、熔融還元炉の二次燃焼率は、30%からせいぜい40%強とまりであったのに対し、本方法を適用することにより、二次燃焼率を40%以上～80%程度までは、それほどヒートロスの増大を招かず、操業できる効果が得られ、石炭原単位、酸素原単位の低減、設備費低減を可能とすることができた。

これらの原単位や設備費低減を更に改善するためには、石炭の脱揮を1200℃前後の高温雰囲気下で、鉍石との混合下で行うと、鉍石は必然的に金属鉄を生成し、金属化率60%以上、通常80～90%程度のものが容易に得られる。そして、この際、鉍石と混合する石炭の割合を鉍石の金属化に必要な量より過剰にし、次の熔融還元炉での必要炭材量に見合うものとしておくことにより、前述の石炭脱揮による二次燃焼増大の効果と、流動層での鉍石還元よりはるかに高い鉍石還元率の獲得による石炭原単位・酸素原単位の低減は、当初のプロセスでの値の1/2～1/3にまで達する。ただし、この場合、溶銑[S]濃度は、0.1%ないしそれ以上に増大してしまうことはいなめない。しかし、熔融還元炉は、あくまで溶銑製造プロセスであり、製造溶銑の脱Sは、い

わゆるKR法等の溶銑脱硫法により容易にかつ安価に実施できる。もちろん、もし〔S〕レベルが0.1%程度の溶鋼を成品として〔S〕=0.01%とするには、まさに莫大な処理コスト（数千円/tレベル）が耐火物やフラックス費用として必要となるので、プロセスが成立しないと考えられる。これに対して、溶鋼より温度が低く、効率的精錬が行える溶銑段階では、その十分の1以下の費用で現実的な処理が可能である。従って、この発明による溶銑供給により、高炉代替鉄源を100%供給することが可能になるという効果が得られる。

実施例

次に、この発明を、実施例によって更に詳細に説明する。

試験に使用した設備フローは、実施の形態で述べたものに準じたものを用いた。予備還元炉は、ロータリーキルン、ロータリーハース、及び流動層型炉を使用した場合、予備還元炉は使用せずに炭材脱揮炉を使用した場合、並びに、炭材脱揮炉とロータリーキルンとの両方を用いた場合について試験した。そして、熔融還元炉における二次燃焼率を各種水準に設定し、予備還元炉における還元率を各種水準に変化させた鉬石を熔融還元炉に装入し、また、脱揮水準を変化させた石炭を使用した。

表3～6に、本発明の範囲内の条件による実施例1～10、及び、本発明の範囲外の条件による比較例1～3についての試験条件の詳細を示す。また、各試験における設備フローチャートを、第8図～第16図に示す。試験No.と設備フローチャート（図No.）との対応関係は次の通りである。また、表7に、試験に用いた鉬石及び石炭についての平均的品位及び低品位のものの分析結果を示す。上記試験結果を、表3～6に併記して示す。また、第17図に、実施例及び比較例の結果をプロットした。

実施例1：第9図、実施例2～4：第8図、実施例5：第10図、
実施例6：第11図、実施例7：第12図、実施例8～9：第13図、
実施例10：第14図、比較例1～2：第15図、比較例3：第16図。

実施例8及び9は、比較例2において、炭材を脱揮した後、熔融還元炉へ装入したものである。但し、実施例8は、脱揮した炭材を室温近傍の温度で熔融還元炉へ装入した例であるが、実施例9は、脱揮後の炭材を冷えないように保

温したまま、溶融還元炉へ装入したものであり、チャーのホットチャージによる熱利得が大きいことを示している。

比較例 3、実施例 6、7（第 16 図、第 11 図、第 12 図）においては、溶融還元炉の攪拌用窒素ガスをなくし、代わりに、空気又は熱風を吹込み、酸素濃度の低いガスで炭材燃焼を行なうので、溶融還元炉内のスラグ・メタル流動で生成する粒鉄等のメタル中 C 分による CO₂ ガスの再還元等がないため、高二次燃焼をより得ら易い条件である。特に、実施例 7（第 12 図）においては、予熱空気を用いていることから、予熱温度が高いほど、溶融還元炉内の酸素原単位、炭材原単位を低減させ得る効果が大となる。

比較例 1 は、通常、高炉等でも使える原燃料（石炭は一般炭）の平均レベルであるが、比較例 2、3 と実施例はすべて、炭材・酸素原単位上不利な低品位の鉬石及び低品位の石炭である。勿論、高品位の原燃料を用いれば、本方法はより効果的であることはいうまでもない。

実施例においては、溶融還元炉における二次燃焼率及び予備還元率共に高くすることができる。そして、二次燃焼率及び／又は予備還元率を高くすることができたので、酸素原単位及びガス発生量を低減させることができる。

第 8 図から第 16 図中における参照符号は以下の事柄を示す。

101 溶融還元炉、 102 予熱・予備還元流動層炉、 103 予備還元用炭材・鉬石直接接触炉、 105 炭材脱揮炉、 106 副原料焼成炉
111 原鉬石、 112 予備還元鉬石、 113 予備還元鉄、 114 チャー含有予備還元鉬石、 115 チャー含有還元鉄、 120 高カロリー燃料、 121 原炭材、 122 脱揮炭材（チャー）、 125 生副原料、 126 副原料、 131 溶融還元炉生成ガス、 132 予備還元炉発生ガス、 133 脱揮炉生成ガス、 134 回収ガス、 135 回収蒸気、 136 溶銑、 137 スラグ、 138 回収ダスト、 146 酸素、 147 空気、 148 窒素、 149 ガスカロリー調整用燃料、 150 熱風、 151 除塵機、 152 ガスホルダー、 153 昇圧機 154 発電設備、 156 蒸気回収ボイラー、 157 ガス大気放散、 158 熱交換器、 160 ガス処理設備。

表 4

項 目		実 施 例						比 較 例		
		6	7	8	9	10	1	2	3	
原・燃料条件										
鉱石 T. Fe	%	57	57						63	57
鉱石 CaO	%	1	1						0	1
鉱石 SiO2	%	4	4						2	4
鉱石 付着水	%	9	9						6	9
石炭 VM	%	44	44						30	44
石炭 Ash	%	5	5						10	5
石炭 真発熱量 kcal/kg		6500	6500						7200	6500
石炭 トータル水分	%	21	21						7	21
PRF 操業 条件	炉の形式	キルン	なし	流動層 直結	流動層 直結	キルン なし	流動層 直結	流動層 直結		なし
	SRFガスの導入	なし	—							—
	処理中鉱石温度 °C	1000	—	750	750	1000	780	750		—
	還元率 RD	83	—	25	25	73	26	25		—
	金属化率	75	—	0	0	60	0	0		—
SRF 操業 条件	二次燃焼率	95	60	30	30	30	30	30	30	50
	装入炭材平均VM	1	2	3	3	1	40	40	40	40
	装入炭材平均温度 °C	750	640	25	640	750	40	40	40	40
	鉱石装入温度 °C	750	25	740	740	750	770	740		25
	溶鉄温度 °C	1510	1510	1510	1510	1510	1500	1510		1510
	溶鉄 [C]	3.0	3.0	3.5	3.5	3.5	3.5	3.2		3.3
	スラグ 塩基度	1.3	1.0	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2		1.0

五

項 目		実 施 例					比 較 例		
		1	2	3	4	5	1	2	3
原料 ・ 燃料 ・ その他	鉱石原単位 kg/t	1740	1740	1740	1740	1740	1510	1740	1740
	炭材原単位								
	脱揮炉装入石炭 kg/t	0	0	0	0	0	0	0	0
	PRF装入チャー kg/t	0	0	0	0	0	0	0	0
	PRF装入石炭 kg/t	460	1020	1180	920	1000	0	0	0
	SRF装入チャー kg/t	20	300	380	230	290	0	0	0
	SRF装入石炭 kg/t	540	0	0	0	0	730	1300	2000
	消費石炭合計 kg/t	1000	1020	1180	920	1000	730	1300	2000
	酸素原単位 Nm ³ /t	410	230	270	190	230	480	860	1350
	攪拌ガス原単位 Nm ³ /t	100	100	200	100	100	150	200	0
SRF	副原料原単位 kg/t	70	70	76	73	73	200	70	100
	炉壁熱負荷 Mcal/m ² /h	130	130	130	130	160	300	250	400
主・副 生成物	溶銑生産量インデックス %	210	370	320	450	370	180	100	63
	生成スラグ原単位 kg/t	440	450	450	440	450	330	480	520
	脱揮炉生成ガス量 Nm ³ /t	—	—	—	—	—	—	—	—
	脱揮炉回収潜熱 Mcal/t	—	—	—	—	—	—	—	—
	SRF生成ガス量 Nm ³ /t	1620	1030	1180	920	1020	1500	3100	4500
	回収ガス潜熱 Mcal/t	2060	930	1220	710	—	—	—	7600
	PRF生成ガス量 Nm ³ /t	880	1440	1600	1380	2440	1500	3100	—
	回収ガス潜熱 Mcal/t	200	1600	2000	1450	3500	2000	5000	—
SRF	回収ガス潜熱合計 Mcal/t	2260	2530	3220	2160	780	2000	5000	7600
	SRF + 還元鉄		炭材 チャー	低金属化率	高金属化率	SRF直結 高二次燃焼	DIOS法 平均的 原材料	DIOS法 低品位鉱石 低品位石炭	ROMELT法 低品位鉱石 低品位石炭

表 6

項 目		実 施 例							比 較 例		
		6	7	8	9	10	1	2	3		
原料	鉱石原単位	kg/t	1740	1740	1740	1740	1510	1740	1740		
	炭材原単位										
	脱揮炉装入石炭	kg/t	0	1320	2000	1600	1640	0	0	0	0
	PRF装入チャー	kg/t	0	0	0	0	820	0	0	0	0
	PRF装入石炭	kg/t	840	0	0	0	0	0	0	0	0
	SRF装入チャー	kg/t	210	660	1000	800	380	0	0	0	0
	SRF装入石炭	kg/t	0	0	0	0	0	1300	2000	2000	2000
その他	消費石炭合計	kg/t	840	1320	2000	1600	1640	730	1300	2000	2000
	酸素原単位	Nm3/t	200	560	700	560	270	480	860	1350	1350
SRF	撈拌ガス原単位	Nm3/t	0	0	200	200	200	150	200	0	0
	副原料原単位	kg/t	77	77	77	77	76	200	70	100	100
主・副	炉壁熱負荷 Mcal/m ² /h		300	180	100	100	130	300	250	400	400
	溶銑生産量インデックス %		430	150	120	150	320	180	100	63	63
生成物	生成スラグ原単位	kg/t	440	440	440	440	440	330	480	520	520
	脱揮炉生成ガス量	Nm3/t	—	1320	2000	1600	1640	—	—	—	—
	脱揮炉回収潜熱	Mcal/t	—	3300	5000	4000	4100	—	—	—	—
	SRF生成ガス量	Nm3/t	900	1460	2500	2000	1180	1500	3100	4500	4500
	回収ガス潜熱	Mcal/t	50	1310	—	—	1220	—	—	7600	7600
	PRF生成ガス量	Nm3/t	1260	—	2500	2000	1640	1500	3100	—	—
	回収ガス潜熱	Mcal/t	1150	—	4000	3200	2100	2000	5000	—	—
備考	回収ガス潜熱合計	Mcal/t	50	4610	9000	7200	7420	2000	5000	7600	7600
			超高 二次燃焼	チャーで 超高 二次燃焼	チャーを SRFへ コールドチャージ	チャーを SRFへ ホットチャージ	チャーを PRF装入	DIOS法 平均的 原燃料	DIOS法 低品位鉱石 低品位石炭	ROMELT法 低品位鉱石 低品位石炭	

表 7

銘 柄		平均的	低品位の例
鉍石 成分	T. Fe %	63	57
	CaO %	0	1
	SiO ₂ %	2	4
	lg.Loss %	2	8
	付着水 %	6	9
石炭 工業 分析 石炭 元素 分析	VM %	30	40
	Ash %	10	5
	FC %	60	55
	T. S %	0. 5	0. 2
	C %	73	73
	H %	5	5
	N %	2	2
	O %	10	15
	真発熱量 kcal/kg	7200	6500
	付着水 %	3	3
	トータル水分 %	7	21
	備 考	比較例1	その他

実施の形態 4

D I O S 法で代表される熔融還元製鉄法は、原料・燃料の自由度が大きいという点ではすぐれたプロセスである。しかしながら、そのプロセスから発生する二酸化炭素量は、高炉製鉄法と比較して格段に減少するものではない。そこで、設備費及び運転費が安価であって、二酸化炭素の発生量を一層低減することができる熔融還元法を開発することを検討した。

検討の視点は、石炭と較べて高発熱量を有し、且つ安価であることを必須の要件として調査・検討した。次いで、熔融還元製錬法における炭材として、石炭の少なくとも一部代替として使用できるものを選定した。その結果、オイルコークスが本発明者等の開発目的に合致し得るとの結論を得た。但し、このプロセスでオイルコークスを石炭の代替用炭材として多量に使用するためには、次の課題ないし問題を解決することが一層望ましいとの結論を得た。

① 石油精整工程で副生するオイルコークスは、粒径が1 mm前後の細かいものが大部分を占める。石炭やコークスの平均粒径が10 mm前後である。通常、熔融還元炉内には2～3 m/sのガス上昇流がある。従って、前記熔融還元炉へ装入する場合に、熔融還元炉内でのガス上昇流があってもオイルコークスがスラグ浴内に歩留よく入らせるように降下させることが必要である。

② オイルコークスの硫黄含有率は1.5～3.0 wt.%程度と高く、石炭の硫黄含有率約0.5～0.6 wt.%に比較して数倍の高さである。従って、オイルコークスを大量の石炭に代替させる場合には、生成メタル中の硫黄濃度が高くなることに対応した効果的な熔融金属の脱硫方法の開発が必要である。

③ ②で述べたように、オイルコークスの硫黄含有率は石炭のそれ

よりも相当に高いので、オイルコークスを多量に使用すると、熔融還元炉中硫黄濃度が上昇し、メタルへの浸炭が阻害され、スラグ中Fe、Cr、Mn又はNi等の酸化物（以下、 M_xO_y で表わす）の濃度の上昇に比較してメタル中C濃度が増加しないので、スラグ中鉍石の還元遅れによるスラグ中 M_xO_y の増大やスロッピングの発生を招く。

④ オイルコークスを熔融還元炉へ装入する場合には、スラグ浴内に向けてキャリアーガスを用いて投入シュートから送出する方法が適当であることを確認したが、そのとき、上記①の課題を回避するために、投入シュートの先端をスラグ浴面に近づけすぎると、スプラッシュの飛散・付着の堆積により投入シュート先端が閉塞して操業の継続が不可能となる。

⑤ オイルコークスに多量に含まれている炭化水素系物質は、十分に高い温度にしないと分解せずタールその他の操業上の有害物質が生成する。タールは例えば、配管を閉塞させたり、ドレンを詰まらせたりする。

上記②の課題は本発明者等による脱硫技術の開発により解決されたが、オイルコークスをより有効に利用するためには、上記①、③～⑤の問題も解決しなければならない。

オイルコークスを炭材として用いた環境調和型の熔融還元製錬法を開発すべく研究を重ねた。その結果、次の知見を得た。

オイルコークスを熔融還元炉へ装入する場合には、キャリアーガスを用いて、粉鉍石や製鉄所やその他の製錬所で発生する金属元素含有ダスト等の原料と、石灰等の造滓材と共に連続的に所定の投入シュートから熔融還元炉内に送出することにより、オイルコークスを炉内スラグ浴内に供給することが可能である。また、勿論、オイルコークスを上記原燃料や造滓材と一緒に混合・成形して装入してもよい。更に、

これに予熱予備還元処理を施してあれば、燃料原単位の低減に一層役立つ。また、上記原燃料や造滓材を別の集団流れの形態にして投入シュートから装入してもよい。例えば、繊維状物質や網目状物質、粘着性物質や接着性物質等と混合した状態で装入してもよい。

オイルコークスの使用量を制限して炉内への全装入硫黄量を一定値以下に制限すれば、炉内メタル浴への浸炭阻害によるスロッピングは解消し、良好な操炉の継続ができる。また、オイルコークスと共に装入する原燃料や造滓材との全体の投入時の運動量を一定値以上に確保すれば、炉内での激しい上昇流を回避する形で舞い上がることなくオイルコークスは歩留よく投入することができる。

そして、投入シュートの先端位置の高さを所定値以上とし、且つ、その先端部の雰囲気温度が所定値以上となるようにすれば、スラグの飛散・付着の堆積が防止され、オイルコークスの熱分解が十分に行なわれて、投入シュート先端部での閉塞といったトラブルは発生せず、また、配管系統が閉塞するといった問題はなくなる。

この発明は、上述した知見に基づきなされたものであって、この発明の要旨は次の通りである。

第1の熔融還元製錬法は、金属酸化物及び／又は金属水酸化物を含む原料、並びに造滓材を熔融還元炉に装入し、そして石炭及び／又はコークスを含む炭材を燃料及び還元材として使用し、上記炭材を酸素含有ガスで燃焼させた熱により前記原料及び前記造滓材を加熱し熔融し、上記熔融還元炉で直接熔融還元製錬する方法において、上記炭材として、上記石炭及び／又はコークスの少なくとも一部に替えてオイルコークスを使用し、操業することに特徴を有するものである。

第2の熔融還元製錬法は、第1の熔融還元製錬法において、オイルコークスを少なくとも一部として含む炭材、原料、及び造滓材に含有されて熔融還元炉内に持ち込まれる全硫黄量を、熔融還元炉内で生成

する熔融金属 1 t o n 当たり 2 0 k g 以下に制限して操作を行なうことに特徴を有するものである。

第 3 の熔融還元製錬法は、第 1 又は第 2 の熔融還元製錬法において、オイルコークスを熔融還元炉に装入する方法として、下記 (a)、(b) 及び (c) に記載した条件を満たすことに特徴を有するものである。ここで、(a)、(b) 及び (c) の条件とは、

(a) 前記オイルコークスの投入は、前記熔融還元炉内スラグ浴表面より 2 m 以上の高さ位置から行なうこと、

(b) 前記オイルコークスの投入は、前記熔融還元炉内の雰囲気ガスが 1 0 0 0 ℃ 以上である前記雰囲気内位置から行なうこと、そして、

(c) 前記オイルコークスの投入は、投入シュートからキャリアーガスで送出して行ない、且つ、前記投入シュート 1 個当たりから装入される前記オイルコークス (P)、並びに、当該オイルコークスに随伴して送出される、当該オイルコークス以外の炭材 (Q)、前記原料 (R) 及び前記造滓材 (S) からなる全固形物質 (P + Q + R + S) の鉛直下向き運動量が、1 0 0 k g m / s 以上となるように操作することを指す。

上記において、金属酸化物及び／又は金属水酸化物を含む原料としては、鉱石、製鉄所やその他の製錬所で発生する金属元素を含有するダスト、直接還元鉄 (D R I)、ホットブリケットアイアン (H B I)、各種金属の還元ペレット・半還元ペレット・未還元ペレット、及び鉄又はその他の金属元素含有廃棄物等のいずれを使用してもよく、これらはいずれも原料として類似の作用・効果を生じる。

次に、この発明を、図面を参照しながら説明する。この発明の特徴は、特に、粉鉱石の熔融還元製錬法における熔融金属浴型の熔融還元炉における製錬方法に特徴を有するものである。

第 1-8 図は、この発明の一つの実施形態を示す概略説明図である。流

動層型の予備還元炉 202 から排出された粗粒の予備還元鉱石 213 a と、予備還元炉 202 及び熔融還元炉 201 で発生しサイクロン（図示せず）で回収された微粒の予備還元鉱石 213 b と、炭材としてオイルコークス 222 を一部及び石炭 221 を残部又はオイルコークス 222 を 100% と、造滓材 226 とを、熔融還元炉 201 の上部に設けられた投入シュートから炉内に装入する。

第 19 図に、熔融還元炉要部の概念図を示す。ここで、原料として粗粒及び微粒の鉱石（213 a 及び 213 b）の他に、製鉄所やその他の製錬所で発生する金属元素含有ダスト等、金属含有元素含有物質を適宜混合して装入してもよい。また炭材として、その他に廃プラスチックその他の炭素含有物質を適宜混合して装入してもよい。上記原料、炭材及び造滓材の装入はキャリアーガス、例えば窒素ガス 208 により集団流れの形態で装入物 263 を、投入シュート 261 の先端から下方に向けて送出する。また、上記装入の時期的形態は連続的に行なう。但し、設備条件等によっては、重力落下方式で投入シュート 261 から投入してもよい。この場合には投入シュート詰まり防止のためのパージガスを流す。一方、酸素ガス 246 をランス 262 から炉内に上吹きし、炉下部から浴攪拌用ガス、例えば窒素ガス 248 を底吹きする。熔融還元炉 201 内に装入された鉱石は、炭材の燃焼熱で熔融しスラグ浴 237 a に入り、炭素により還元されて熔融金属浴 236 a に移行する。

このように、炭材として石炭又は石炭及びコークスの代わりに廃プラスチック このように、炭材として石炭又は石炭及びコークスの代わりにオイルコークスをその一部又は全部に使用すると、次の効果が発揮される。

オイルコークスの発熱量は 8440 kcal/kg 前後であり、石炭の $7000 \sim 7700 \text{ kcal/kg}$ 、コークスの約 7000 kcal/kg

a l / k g より相当大きいので、製錬に要する炭材原単位及び酸素原単位が減り、熔融還元製錬プロセス系から発生する二酸化炭素量が大幅に減少する。従って、石炭やコークスの代替物質としてオイルコークスを使用することは、環境保全に寄与すると同時にプロセスの生産効率や熱効率を改善するという点においても望ましい。

上記効果を十分に発揮させ、しかも熔融金属製錬方法として実操業が良好に成り立つことが必要である。この観点から、オイルコークスが炉内熱風と共に舞い上がって熔融還元反応系外へできるだけ持ち去られることがなく、スラグ浴内に添加されること、オイルコークスに高濃度で含有される硫黄の挙動をコントロールして鉍石の還元反応を促進し、良好な操炉を行なうこと、また、密閉系である熔融還元プロセス全系の連続的操業が行なわれるために、投入シュートや配管系統の閉塞を発生させないことが重要である。

上記観点からこの発明において、望ましいオイルコークスの投入方法等を前記の通り限定した。その根拠及びそうした場合の効果を説明する。

(1) オイルコークスを含む炭材、原料及び造滓材から炉内に持ち込まれる全硫黄量（以下、「インプット全硫黄」という）を、 $20 \text{ kg} / \text{ton}$ - メタル以下に制限する。インプット全硫黄が増加すると共に、メタル中硫黄濃度が高くなり、炭材添加によるメタルへの浸炭作用が阻害され、メタルの炭素濃度が十分に上がらない。その結果、鉍石の還元遅れによるスラグ中金属酸化物 (M_xO_y) の増大や、スロッピングの発生等により操業不安定をきたす。本発明者等は、インプット全硫黄が熔融金属中 $[S]$ 、熔融金属中 $[C]$ 及びスラグ中 (M_xO_y) 濃度に及ぼす影響について試験した。

第20図に、鉄鉍石の熔融還元における場合の結果を示す。これからわかるように、インプット全硫黄が増加して $20 \text{ kg} / \text{ton}$ - 溶

融金属を超えると、スロッピング発生の懸念される領域に入る。従って、この発明においては、インプット全硫黄を $20 \text{ kg} / \text{ton}$ - 融金属以下に制限することが望ましい。

上述した通り、溶融還元反応に及ぼすオイルコークスの添加量の影響からみると、インプット全硫黄が $20 \text{ kg} / \text{ton}$ - 融金属以下に制限することが望ましい。しかしながら、他方、安価で二酸化炭素発生量を減らす点からみると、オイルコークスをできるだけ多量に使用することが望ましい。また、視点を変えて、オイルコークスを一般燃料として利用した場合には、硫黄分が高い分だけ SO_x 発生量も多くなる。ところが、本発明における利用方法をすれば、オイルコークス中の硫黄は大部分がメタル相ないしスラグ相に移動し、固定される。そして、メタル中の硫黄も最終的には溶融金属脱硫によりスラグ中に、 CaS の形態で固定される。従って、硫黄分を SO_x の形態で大気へ排出することが避けられる利点がある。

(2) オイルコークスの投入は、溶融還元炉内スラグ浴表面より 2 m 以上の高さ位置から行なう。

本発明者等は、溶融還元炉の実操業の経験に基づき、オイルコークスを第19図に示した投入シュートから他の装入物と一緒にキャリアーガスで送出する方法の場合には、炉内スラグ面から 2 m 以上離れた高所に投入シュートの先端を位置させないと、溶融スラグ粒滴の付着等によるシュート先端の閉塞が問題となることを明らかにした。そして更に望ましくは、上記距離は 3 m 以上離す方がよく、 5 m 以上離せば、全く問題は発生しないことがわかった。

(3) オイルコークスの投入は、炉内の雰囲気ガスが 1000°C 以上である雰囲気内位置から行なう。

オイルコークスを溶融還元炉内に装入すると、分解してガス化する部分、液化する部分及び固体状態のままの部分に分かれる。オイルコ

ークスを他の装入物と一緒にキャリアーガスで装入する場合、投入シュートの先端がスラグ面より2 m以上高く、しかもその先端位置が1000℃以上の温度雰囲気にないと、オイルコークス中の炭化水素が十分に分解せず、タールその他の操業に有害な物質の生成が認められた。これでは、環境上も問題があるので、1000℃以上の高温雰囲気領域からオイルコークスを装入するのが望ましい。

(4) オイルコークスの投入は、投入シュートからキャリアーガスで送出して行ない、投入シュート1個当たりから装入されるオイルコークス(P)、並びに、当該オイルコークスに随伴して送出される、当該オイルコークス以外の炭材(Q)、前記原料(R)及び前記造滓材(S)からなる全固形物質(P+Q+R+S)の鉛直下向き運動量が、100 kg m/s以上となるように操業条件を調整する。なお、上記全固形物質の鉛直下向き運動量が、100 kg m/s以上となるようにすれば、重力落下法により投入シュートから装入してもよい。

オイルコークスの粒度は前述した通り、一般的な石炭粒よりも細かい。通常、溶融還元炉内のガス空塔流速が2~3 m/s程度であり、オイルコークスはこのガス流によって炉外へ流失し易い。本発明者等は、オイルコークスを投入シュートから他の装入物質と一緒にキャリアーガスで炉内に鉛直下向きに送出し、全装入物の流れを集団運動として把握した。そしてこの全装入物の鉛直下向き運動量に着眼し、オイルコークスの飛散ロスに及ぼす上記運動量の影響を試験した。

第2.1図に、オイルコークスの飛散ロス割合に及ぼす全装入物の鉛直下向き運動量の影響、及び、飛散ロスと炉内ガス空塔速度との関係を示す。

この結果よりわかるように、オイルコークスの飛散ロスを2~3%以下に抑えるためには、投入シュートから、他の装入物と一緒にしてキャリアーガスで集団流れの状態にし、その全装入物の鉛直下向き運

動量を、 100 kg m/s 以上に調整することにより達成される。

実施例

次に、この発明の熔融還元製錬法を、実施例によって更に詳細に説明する。

実施例1～10として、第18図及び第19図に示した溶銑生産速度 500 t/d の熔融還元製鉄設備を用い、本発明の範囲内の方法で連続操業により溶銑を製造した場合と、比較例1及び2として、第22図に示した同じく溶銑生産速度 500 t/d で実施例で用いた設備に準じた熔融還元設備を用い、本発明の範囲外の方法で連続操業により溶銑を製造した場合とについて試験した。

なお、表8に、使用した鉄鉱石の分析結果を示し、表9に、使用したオイルコークスの分析結果を示す。

第18図と第19図中の参照符号は以下の事柄を示す。

201 熔融還元炉、 202 予備還元炉、 203 鉱石予熱炉、 206 造滓材焼成炉、 208 窒素ガス（キャリアガス）、 211 原鉱石、 212 予熱鉱石（粗粒・微粒）、 213 予備還元鉱石（粗粒・微粒）、 214 原料、 220 高カロリー燃料、 221 石炭、 222 オイルコークス、 225 造滓材原料、 226 造滓材、 231 生成ガス、 232 発生ガス、 233 発生ガス、 234 回収ガス、 235 回収蒸気、 236 熔融金属、 236a 熔融金属浴、 237 スラグ、 237a スラグ浴、 238 回収ダスト、 246 酸素、 247 空気、 248 窒素ガス（攪拌ガス）、 249 ガスカロリー調整用燃料、 251 除塵機、 252 ガスホルダー、 253 昇圧機、 254 発電設備、 256 蒸気回収ボイラー、 257 ガス、 261 投入シュート、 262 ランス、 263 装入物。

表 8

鉄鉱石	鉱石成分 (%)											
	T. Fe	Fe2O3	FeO	CaO	SiO2	AL2O3	MgO	Mn	P	S	TiO2	lgLoss
	66.0	94.0	0.30	0.00	1.90	1.60	0.00	0.10	0.04	0.01	0.10	1.00
												水分
												5.7
												6.00

表 9

	工業分析値 (%)					元素分析 (%)				低位発熱量 (kcal/kg)	A s h 組成 (%)			
	A s h	V M	F C	T S	水分	C	H	N	O		Ca0	S i O2	A L2O3	F e2O3
石炭	9.4	25.8	64.8	0.50	9.1	78.50	4.60	1.80	5.30	7,450	2.5	56.5	27.4	6.6
石炭														
オイルコークス	0.6	11.4	88.0	2.00	7.8	89.00	3.85	2.54	2.49	8,440	石炭並み			
石炭 + オイルコークス 50%	5.0	18.6	76.4	1.25	8.5	83.75	4.23	2.17	3.90	7,945	石炭並み			

(1) 実施例の試験条件

実施例の試験条件は、炭材に占めるオイルコークスの使用比率で大別すると、50%（実施例1～4）、60%（実施例9）、及び100%（実施例5～8、10）となる。そして、下記（a）～（h）の操業要因の水準を本発明の範囲内で次の通りに設定し、これらを適宜組み合わせた場合の試験操業を行なった。

表10～表13にその試験条件を示す。

表 10

		実施例1	実施例2	実施例3	実施例4
溶融還元炉に装入した炭材の構成	石炭(%)	50	50	50	50
	オイルコークス(%)	50	50	50	50
	鉍石予熱温度(°C)	25	250	25	260
予備還元炉	排出鉍石温度(粗粒・微粒平均温度°C)	605	703	600	699
	鉍石予備還元率(%)	10	20	9	19
溶融還元炉	原料鉄鉍石(kg/t)		1475	1475	1475
	炭材	石炭(kg/t)	444	389	358
		オイルコークス(kg/t)	444	389	358
		計 (kg/t)	888	779	715
	オイルコークスの粒径(mm)		ave. 0.6	ave. 0.6	ave. 0.6
	造滓材	焼石灰(kg/t)	13	12	12
		軽焼ドロマイト(kg/t)	68	65	63
	インプット全硫黄(kg/t)		12	11	9
	吹込み酸素(純酸素換算)		624	539	508
	二次燃焼率(%)		30	30	35
	溶銑温度(°C)		1510	1515	1532
	スラグ塩基度 CaO/SiO2		1.15	1.12	1.14
	スラグ中(MgO)(%)		10	6	7
	投入シュート先端高さ(m)		4.5	5.1	4.2
	投入シュート先端部の雰囲気温度(°C)		1200	1210	1240
	投入シュートからの装入物の運動量(kgm/s)		150	300	600
	浴攪拌・炉壁保護用窒素(Nm3/t)		200	200	200

表 11

		実施例5	実施例6	実施例7	実施例8
溶融還元炉に装入した炭材の構成 予熱炉	石炭(%)	0	0	0	0
	オイルコークス(%)	100	100	100	100
	鉱石予熱温度(°C)	25	270	25	280
予備還元炉	排出鉱石温度(粗粒・微粒平均温度°C)	598	705	596	702
	鉱石予備還元率(%)	9	21	8	20
溶融還元炉	原料鉄鉱石(kg/t)	1475	1475	1475	1475
	炭材	0	0	0	0
	石炭(kg/t)				
	オイルコークス(kg/t)	739	647	688	604
	計(kg/t)	739	647	688	604
	オイルコークスの粒径(mm)	ave. 1.0	ave. 1.0	ave. 1.0	ave. 1.0
	造滓材	4	4	5	4
	焼石灰(kg/t)	44	43	44	43
	軽焼ドロマイト(kg/t)	18	16	15	14
	インプット全硫黄(kg/t)	532	458	509	439
	吹込み酸素(純酸素換算)	31	31	36	36
	二次燃焼率(%)	1525	1527	1519	1515
	溶鉄温度(°C)	1.1	1.09	1.21	1.09
	スラグ塩基数 CaO/SiO ₂	10	8	9	6
	スラグ中(MgO)(%)	5.2	3.8	4.1	4.9
	投入シート先端高さ(m)	1230	1250	1290	1330
	投入シート先端部の雰囲気温度(°C)	200	500	1000	2000
	投入シートからの装入物の運動量(kgm/s)	200	200	200	200
	浴攪拌・炉壁保護用窒素(Nm ³ /t)				

表 1 2

		実施例9	実施例10
溶融還元炉に装入した炭材の構成	石炭(%)	40	0
	オイルコークス(%)	60	100
	鉱石予熱温度(°C)	25	25
予備還元炉	排出鉱石温度(粗粒・微粒平均温度°C)	600	600
	鉱石予備還元率(%)	10	10
溶融還元炉	原料鉄鉱石(kg/t)	1480	1480
	炭材	381	0
	石炭(kg/t)		
	オイルコークス(kg/t)	571	970
	計(kg/t)	952	970
	オイルコークスの粒径(mm)	ave.1.0	ave.0.6
	造滓材	24	22
	焼石灰(kg/t)	93	86
	軽焼ドロマイト(kg/t)	22	25
	インプット全硫黄(kg/t)	710	789
	吹込み酸素(純酸素換算)	32	27
二次燃焼率(%)		1565	1535
溶銑温度(°C)		1.11	1.12
スラグ塩基度 CaO/SiO ₂		9	7
スラグ中(MgO)(%)		2.3	3.6
投入シュート先端高さ(m)		1160	1210
投入シュート先端部の雰囲気温度(°C)		50	60
投入シュートからの装入物の運動量(kgm/s)		200	200
浴攪拌・炉壁保護用窒素(Nm ³ /t)			

表 13

		比較例1	比較例2
溶融還元炉に装入した炭材の構成	石炭(%)	100	100
	オイルコークス(%)	0	0
	鉱石予熱温度(°C)	25	240
予備還元炉	排出鉱石温度(粗粒・微粒平均温度°C)	600	700
	鉱石予備還元率(%)	10	20
溶融還元炉	原料鉄鉱石(kg/t)	1481	1480
	炭材	1052	922
	石炭(kg/t)	0	0
	オイルコークス(kg/t)	1052	922
	計(kg/t)	-	-
	オイルコークスの粒径(mm)	26	24
	造滓材	98	91
	焼石灰(kg/t)	7	6
	軽焼ドロマイト(kg/t)	723	626
	インプット全硫黄(kg/t)	29	29
	吹込み酸素(純酸素換算)	1505	1545
	二次燃焼率(%)	1.14	1.13
	溶銑温度(°C)	11	10
	スラグ塩基度 CaO/SiO ₂)	4.5	1.7
	スラグ中(MgO)(%)	1080	1120
	投入シュート先端高さ(m)	(重力落下)	(重力落下)
	投入シュート先端部の雰囲気温度(°C)	200	200
	投入シュートからの装入物の運動量(kgm/s)		
	浴攪拌・炉壁保護用窒素(Nm ³ /t)		

〔操業要因とその水準〕

(a) 予備還元炉における鉍石の予備還元率：予熱炉で予熱・乾燥した鉍石を使用した場合には20%前後まで還元し、一方、直接予備還元炉へ鉍石を装入した場合には10%前後までの還元に残った。

(b) オイルコークスの粒径：これは、オイルコークスの飛散ロス量、及びオイルコークスの分解・ガス化・燃焼の進行度の支配要因である。平均粒径で0.6mmの場合及び1.0mmの場合について試験した。

(c) インプット全硫黄：この水準が高いほど溶銑〔S〕及びスラグ〔S〕濃度が高くなり、溶銑への浸炭阻害及びスラグ〔FeO〕濃度の上昇傾向を強めて、鉄鉍石の還元速度の遅延、及びスラグのスロッピング発生方向に向かわせる。9～25kg/tの範囲内において、10kg/t前後、15kg/t前後及び20kg/t前後の3水準で試験した。

(d) 二次燃焼率：30%と35%程度の2水準に制御して試験した。

(e) 投入シュートのスラグ浴からの高さ：これは高くするほど投入シュート先端部へのスラグの飛散・付着がなくなり、その詰まりによる操業トラブルがなくなる。2～5m程度の範囲内で変化させて試験した。

(f) 投入シュート先端部の雰囲気温度：投入シュートのスラグ浴からの高さ、製錬条件とから定まり、低すぎるとタール等の操業阻害物質が生成する。1160～1330℃の範囲内で試験した。

(g) 投入シュートからの装入物の運動量：これはオイルコークスの飛散ロス量を、オイルコークスの粒径と共に左右する要因である。50～2000kgm/sの広範囲にわたり数水準で試験した。

(2) 比較例の試験条件

比較例の試験条件としては、従来法のDIOS法の代表的プロセス

として、鉬石予熱炉を用いない場合（比較例 1）と用いた場合（比較例 2）とについて、炭材としてオイルコークスを使用せず石炭を 100% 使用した場合について試験した。そして、比較例 1 では、投入シュートからの装入物の投入方法は、従来の炭投入法と同じく重力落下法により行なった。比較例 2 では、投入シュートから装入物は同じく重力落下法により行ない、且つ投入シュート先端のスラグ浴表面からの高さを、1.7 m と低い場合について試験した。

（3）試験結果について

試験結果を表 14 ～ 表 17 に示す。

表 1 4

		実施例 1	実施例 2	実施例 3	実施例 4
溶融還元炉	炉腹ガス空塔速度 (m/s)	2.2	2.4	2.8	6.6
	炭材平均飛散率 (%)	3.6	3.2	2.4	1.8
	溶銑[C] (%)	3.5	3.6	3.85	4.15
	溶銑[S] (%)	0.31	0.29	0.28	0.27
	スラグ(FeO)濃度 (%)	5.1	3.3	4.2	3.6
C消費量関係	スロッピングインデックス	0	0	0	0
	インプットC (A)	744	652	682	599
	炭材中 (kg/t)				
	酸素製造用(kg/t)	82	71	78	67
	造滓材・ユーテリイ他(kg/t)	72	71	71	70
	計 (kg/t)	898	794	831	736
	控除C量 (B)	382	313	321	260
	回収ガス発電利用(kg/t)	34	12	33	11
	回収蒸気発電利用(kg/t)	416	325	354	271
	計 (kg/t)	482	469	477	465
熱ロス	差し引きC使用量 (kg/t)				
	(A) - (B)	1767	1720	1749	1705
	差し引きC使用量の炭酸ガス換算値 (kg/t)				
	予熱炉 (Mcal/t)	—	50	—	50
	予備還元炉 (Mcal/t)	100	100	100	100
	フード・ダクト部 (Mcal/t)	150	150	150	150
	溶融還元炉上部 (Mcal/t)	150	150	150	150
	溶融還元炉浴部 (Mcal/t)	40	40	40	40
	ガス量 (Nm3/t)	2390	2150	2230	2020
	(Mcal/t)	3450	2830	2900	2350
回収ガス	ガス潜熱(kcal/m3)	1440	1320	1300	1160
	(Mcal/t)	130	45	124	40
	生成スラグ量 (kg/t)	230	220	220	210
	ネット消費エネルギー (Gcal/t)	3.94	3.79	3.88	3.74
余剰エネルギー (Gcal/t)		3.11	2.39	2.6	1.94

表 15

		実施例5	実施例6	実施例7	実施例8
溶融還元炉	炉腹ガス空塔速度 (m/s)	3.2	2.3	2.2	8.2
	炭材平均飛散率 (%)	3.3	2.4	1.7	1.9
	溶銑[C] (%)	3.65	3.7	4.05	4.25
	溶銑[S] (%)	0.49	0.51	0.52	0.53
	スラグ(FeO)濃度 (%)	4.5	5.3	2.9	5.8
C消費量関係	スロッピングインデックス	0	0	0	0
	インプットC (A)	657	576	612	537
	炭材中 (kg/t)				
	酸素製造用(kg/t)	70	60	67	58
	造滓材・ユーテリリテイ他(kg/t)	64	64	64	64
	計 (kg/t)	791	700	743	659
	控除C量 (B)	325	263	277	222
	回収ガス発電利用(kg/t)	22	0	22	0
	回収蒸気発電利用(kg/t)	347	263	299	222
	計 (kg/t)	444	437	444	437
熱ロス	差し引きC使用量 (kg/t)				
	(A) - (B)	1628	1602	1628	1602
	差し引きC使用量の炭酸ガス換算値 (kg/t)				
	予熱炉 (Mcal/t)	—	50	—	50
	予備還元炉 (Mcal/t)	100	100	100	100
	フード・ダクト部 (Mcal/t)	150	150	150	150
	溶融還元炉上部 (Mcal/t)	150	150	150	150
	溶融還元炉浴部 (Mcal/t)	40	40	40	40
	ガス量 (Nm ³ /t)	2120	1910	2010	1820
	(Mcal/t)	2940	2380	2510	2010
回収ガス	ガス潜熱(kcal/m ³)	1390	1240	1240	1100
	(Mcal/t)	83	13	82	12
	回収蒸気量				
	生成スラグ量 (kg/t)	140	140	140	140
余剰エネルギー	ネット消費エネルギー (Gcal/t)	3.73	3.6	3.69	3.57
	余剰エネルギー (Gcal/t)	2.6	1.95	2.2	1.6

表 16

溶融還元炉		実施例9	実施例10
C消費量関係	炉腹ガス空塔速度 (m/s)	3.1	2.4
	炭材平均飛散率 (%)	10.2	16.1
	溶銑[C] (%)	3	2.5
	溶銑[S] (%)	0.62	0.69
	スラグ(FeO)濃度 (%)	21	11
熱ロス	スロッピングインデックス	3	2
	インプットC (A)	797	812
	炭材中 (kg/t)	94	104
	酸素製造用(kg/t)	80	82
	造滓材・ユーテリテイ他(kg/t)	971	998
	計 (kg/t)	439	532
	控除C量 (B)	46	64
	回収ガス発電利用(kg/t)	485	596
	回収蒸気発電利用(kg/t)	486	402
	計 (kg/t)	1782	1474
回収ガス	差し引きC使用量 (kg/t)	—	50
	(A) - (B)	100	100
	差し引きC使用量の炭酸ガス換算値 (kg/t)	150	150
	予熱炉 (Mcal/t)	150	150
	予備還元炉 (Mcal/t)	40	40
回収蒸気量	フード・ダクト部 (Mcal/t)	2650	2940
	溶融還元炉上部 (Mcal/t)	3980	4810
	溶融還元炉浴部 (Mcal/t)	1500	1640
生成スラグ量	ガス量 (Nm3/t)	180	250
	(Mcal/t)	270	250
	ガス潜熱(kcal/m3)	4.2	4.6
ネット消費エネルギー	生成スラグ量 (kg/t)	3.64	3.89
	ネット消費エネルギー (Gcal/t)		
余剰エネルギー	余剰エネルギー (Gcal/t)		

表 17

		比較例1	比較例2
溶融還元炉	炉腹ガス空塔速度 (m/s)	2.4	2.7
	炭材平均飛散率 (%)	3.3	4.2
	溶銑[C] (%)	3.6	3.7
	溶銑[S] (%)	0.29	0.31
	スラグ(FeO)濃度 (%)	6.9	7.3
C消費量関係	スロッピングインデックス	0	10
	インプットC (A)	826	724
	炭材中 (kg/t)		
	酸素製造用(kg/t)	95	83
	造滓材・ユーティリティ他(kg/t)	82	80
	計 (kg/t)	1003	887
	控除C量 (B)	443	367
	回収ガス発電利用(kg/t)	49	25
	回収蒸気発電利用(kg/t)	492	392
	計 (kg/t)	511	495
熱ロス	差し引きC使用量 (kg/t)		
	(A)-(B)	1870	1815
	差し引きC使用量の炭酸ガス換算値 (kg/t)		
	予熱炉 (Mcal/t)	—	50
	予備還元炉 (Mcal/t)	100	100
	フード・ダクト部 (Mcal/t)	150	150
	溶融還元炉上部 (Mcal/t)	150	150
	溶融還元炉浴部 (Mcal/t)	40	40
	ガス量 (Nm ³ /t)	2670	2410
	(Mcal/t)	4010	3320
回収ガス	ガス潜熱(kcal/m ³)	1500	1380
	(Mcal/t)	190	90
	回収蒸気量		
生成スラグ量 (kg/t)	生成スラグ量 (kg/t)	330	300
	ネット消費エネルギー (Gcal/t)	4.17	3.99
	余剰エネルギー (Gcal/t)	3.67	2.88

①二酸化炭素の排出量の算定

インプットC量(A)を求めるために、炭材中のC量と、造滓材中のC量と、熔融還元炉への上吹き O_2 ガス製造に要した電力発電用消費燃料の換算C量との合計値から、上吹き O_2 ガス製造装置以外のユーティリティでの消費電力発電用消費燃料の換算C量を差し引いた値を求め、この値をインプットC量(A)とした。一方、インプットC量(A)からの控除C量(B)として、回収ガスによる発電量と、回収蒸気による発電量の各換算C量との和を求め、インプットC量(A)から控除C量(B)を差し引いた値((A) - (B))を、消費C量(C)で表わした。そして、消費C量(C)を二酸化炭素量に換算して、表10～13に示した。

二酸化炭素の排出量について実施例と比較例とを比較すると、炭材としてオイルコークスを使用することにより、二酸化炭素の排出量が大幅に減少している。そして、実施例1～4(オイルコークス比率50%の場合)と実施例5～8(オイルコークス比率100%の場合)との比較より、炭材中のオイルコークス代替比率が大きいほど二酸化炭素の系外排出量は減少することがわかる。

②熔融還元炉からのオイルコークスの飛散ロス

オイルコークスの飛散率は、装入原料中の炭材中に占めるオイルコークス比率が同じ場合には、炭材の平均飛散率からオイルコークスの飛散率の大小の比較ができる。オイルコークスの飛散ロスは、一般にオイルコークス粒径が大きいほど少なくなる。オイルコークスの粒径が同一水準の場合、その飛散ロスは主として投入シュートからの装入物の運動量によって左右され、その運動量が大きいほど熔融還元炉からのオイルコークスの飛散ロスは少なくなる(平均粒径: 0.6 mmの場合の実施例1から4まで、及び、平均粒径: 1.0 mmの場合の

実施例 5 ～ 8 まで)。

実施例 9 及び 10 のオイルコークスの飛散率を、実施例 1 ～ 4、及び実施例 5 ～ 8 のオイルコークスの飛散率とを比較すると、前者の方が後者よりも相当に小さい。これは、オイルコークスを含む装入物の運動量が、実施例 9 及び 10 においては小さかった ($50 \sim 60 \text{ kg m/s}$) ためである。一方、比較例 1 及び 2 においては、石炭をパージガスを流しつつ重力落下法で投入したが、石炭の飛散率は少なく良好であった。この場合の投入シュート先端における装入物全体の運動量を推算すると、投入シュート 1 個当たり 200 kg m/s 前後となる。

従って、炭材の飛散率は、気送法あるいは重力落下法のいずれであっても、投入シュート先端における装入物全体の運動量が、投入シュート 1 個当たり 100 kg m/s 程度以上であればかなり小さく良好であることもわかる。

なお、熔融還元炉から飛散したオイルコークスは、熔融還元炉の集塵機により捕集され、回収されて再使用される。従って、オイルコークスの飛散ロスが増加しても、熔融還元製鉄プロセス系外への排出二酸化炭素は増加しない。但し、インプット C 量 (A) の内の炭材中のオイルコークスの消費原単位は、オイルコークス比率が同一水準の場合にインプット C 量 (A) の内の炭材の消費原単位で比較するとわかるように、飛散量が多いほど大きくなる。

③熔融還元炉へのインプット全硫黄、及び投入シュートの高さの操業に及ぼす影響

インプット全硫黄量の増加と共に、溶銑 [S] 濃度が増加し、溶銑 [C] 濃度が低下している。その傾向は、第 20 図に示した関係と一致している。更に、上記インプット全硫黄の増加と共にスラグ中 (FeO) 濃度が増加してスロッピングが発生するようになる。インプット全硫黄が 40 kg/t - 溶銑程度を超えると、スロッピングの懸念

領域に入る。スロッピングが発生すると、投入シュートの先端部が閉塞する恐れがあるので避けなければならない。スロッピング発生の懸念のない望ましいインプット全硫黄量は、 20 kg/t - 溶銑前後である。実施例 1 ~ 8 においてはいずれも、インプット全硫黄量は、 20 kg/t - 溶銑以下であり、且つ、投入シュート先端のスラグ浴面からの高さは 4 m 以上であり、投入シュート先端部の閉塞は全く発生しなかった。

実施例 9 及び 10 では、インプット全硫黄量をそれぞれ、 22 及び 25 kg/t - 溶銑と高めにし、また投入シュートからの装入物の運動量を $50 \sim 60 \text{ kgm/s}$ と小さめにしたので、溶銑〔S〕濃度は高くなり、更に、オイルコークスの飛散ロスが大きかった。そのため、溶銑〔C〕濃度は低値（ 3% 未満）に留まり、スラグ中（FeO）濃度が高くなった（ $10 \sim 20\%$ 程度）。その結果、スロッピングインデックスは若干大きくなった。しかし、この場合、投入シュート先端のスラグ浴面からの高さを 2 m 以上確保したので、投入シュート先端部の閉塞によるトラブルは発生しなかった。

④投入シュート先端部の雰囲気温度の操業に及ぼす影響

投入シュート先端部の雰囲気温度は、実施例及び比較例のすべての場合につき、 1000°C 以上を確保したので、オイルコークスの分解不十分によるタール等の物質の生成が防止され、配管系統等の詰まりによる操業トラブルはなかった。

また、実施例 1 ~ 10 ではすべて、投入シュート先端の雰囲気温度が 1000°C 以上でその高さがスラグ浴面から 2 m 以上確保されていたこともあり、投入シュートの閉塞トラブルはなかった。

⑤生成スラグ量及びネット消費エネルギー

生成スラグ量は実施例における方が比較例におけるよりも少なく、望ましく、また、ネット消費エネルギーも実施例 1 ~ 8 における方が

比較例におけるよりも少なく望ましい。但し、実施例 9 及び 10 におけるネット消費エネルギーは比較例と同一水準ないしそれよりも大きい、ネット消費エネルギーと余剰エネルギーとの和どうしで比較すると両者間で差はみられない。

⑥生産性

実施例 1 ～ 8 における溶銑〔C〕濃度は 3.5 % 程度以上に確保され、比較例と同一水準が十分に維持されて、スラグ (FeO) 濃度が比較例におけるそれと同等ないしそれよりも小さく維持された。その結果、実施例 1 ～ 8 においても比較例と同様、鉄鉱石還元速度が高水準に維持され、また、実施例においても連続操業が全く問題なく継続され、目標の溶銑生産速度 500 t / d の水準が達成された。

⑦SO_x発生の防止

オイルコークス中に石炭やコークスよりも高濃度に含まれる S は、ダスト回収や予熱・予備還元鉱石等を介しても溶銑及びスラグ中に移行して固定され、溶融還元製鉄プロセス系外への大気排出は殆んどみられなかった。

上記実施例は、鉄鉱石の溶融還元製錬に関するものであるが、鉄鉱石の代わりに Ni、Cr 又は Mn 等の金属・金属酸化物やそれら金属元素を含むダスト等の溶融還元炉での製錬や、流動層型装置での予備還元等の処理の場合においても同様に、本発明方法は有効である。

実施の形態5

このように、D I O S 法で代表される熔融還元製鉄法は、原料・燃料の自由度が大きいという点ではすぐれたプロセスである。しかしながら、そのプロセスから発生する二酸化炭素量は、高炉製鉄法と比較して格段に減少するものではない。そこで、設備費及び運転費が安価であって、二酸化炭素の発生量を著しく低減することができる熔融還元法を開発することを検討した。

その際、検討の視点として、石炭と較べて高発熱量を有し、且つ安価であることを必須の要件として加えた。次いで、熔融還元製鉄法における炭材として、石炭の少なくとも一部代替として使用できるものを選定した。その結果、廃プラスチックが本発明者等の開発目的に合致し得るとの結論を得た。即ち、廃プラスチックは、石炭に較べて高発熱量を有し、しかもその組成の炭素：水素比が小さい。従って、熔融還元製鉄法における炭材として有効利用することができれば、廃棄物の資源活用方法として有益であると共に、二酸化炭素の発生量低減にも大きく寄与する。但し、このプロセスで廃プラスチックを石炭の代替用炭材として多量に使用するためには、次の課題ないし問題を解決することが一層望ましいとの結論を得た。

① 社会廃棄物や家庭廃棄物として発生する廃プラスチックは、家庭電化製品、自動車の各種部品、家庭用品容器、飲料・食料品用容器、及び各種包装用品その他多岐にわたるものから発生するので、その形態は固形物やフィルム状物その他があり、大きさ、形状、重量等も多岐にわたる。また、金属、セラミックス、薬品及び食品の残留物等が混入している。従って、回収後の分別作業にコストがかかり、また衛生上の問題もある。このような問題を解決した利用技術が望ましい。

② 熔融還元炉内には通常流速が2～3 m/s 程度の高温ガスの

上昇流が形成されているので、廃プラスチックを溶融還元炉へ装入する場合には、キャリアーガスを用いてスラグ浴内に添加する方法が適当であることを確認した。従って、このような上昇流があっても、歩留りよくスラグ浴に入るように廃プラスチックを降下させなければならない。

③ 上記の通り廃プラスチックをキャリアーガスで送出するための投入シュートの先端をスラグ浴面に近づけすぎると、スプラッシュの飛散・付着の堆積により投入シュート先端部が閉塞して操業の継続が不可能となる。

④ 廃プラスチック炭化水素系物質であるが、十分に高い温度にしないと分解が不十分となりタールその他の操業上の有害物質が生成する。タールは例えば、配管を閉塞させたり、ドレンに溜まりこれを詰まらせたりする。

本発明者等は、上述した観点から、廃プラスチックを炭材として用いた環境調和型の溶融還元製錬法を開発すべく研究を重ねた。その結果、次の知見を得た。

廃プラスチックを溶融還元炉へ装入する場合には、キャリアーガスを用いて、粉鉱石や製鉄所又はその他の製錬所で発生するダスト等の有価金属元素を含有する原料と、石灰等の造滓材と共に連続的に所定の投入シュートから溶融還元炉内に送出することにより、廃プラスチックを炉内スラグ浴内に供給することが可能である。また、勿論、廃プラスチックを上記原燃料や造滓材と一緒に混合・成形して装入してもよい。更に、これに予熱予備還元処理を施してあれば、燃料原単位の低減に一層役立つ。また、上記原燃料や造滓材を別の集団流れの形態にして投入シュートから装入してもよい。例えば、繊維状物質や網目状物質、粘着性物質や接着性物質等と混合した状態で装入してもよい。

この発明は、上述した知見に基づきなされたものであって、この発明の要旨は、次の通りである。

第1の溶融還元製錬法は、金属酸化物及び／又は金属水酸化物を含む原料、並びに造滓材を溶融還元炉に装入し、そして石炭及び／又はコークスを含む炭材を燃料及び還元材として使用し、上記炭材を酸素含有ガスで燃焼させた熱により上記原料及び上記造滓材を加熱し溶融し、上記溶融還元炉で直接溶融還元製錬する方法において、上記炭材として、上記石炭及び／又はコークスの少なくとも一部に替えて廃プラスチックを使用し、操業することに特徴を有するものである。

第2の溶融還元製錬法は、第1の溶融還元製錬法において、廃プラスチックを溶融還元炉に装入する方法として、下記(a)、(b)及び(c)に記載した条件を満たすことに特徴を有するものである。ここで、(a)、(b)及び(c)の条件とは、

(a) 廃プラスチックの投入は、溶融還元炉内スラグ浴表面より2 m以上の高さ位置から行なうこと、

(b) 廃プラスチックの投入は、溶融還元炉内の雰囲気ガスが1 0 0 0℃以上である雰囲気内位置から行なうこと、そして、

(c) 廃プラスチックの投入は、投入シュートからキャリアーガスで送出して行ない、且つ、投入シュート1個当たりから装入される廃プラスチック(P)、並びに、当該廃プラスチックに随伴して送出される、当該廃プラスチック以外の炭材(Q)、原料(R)及び造滓材(S)からなる全固形物質(P + Q + R + S)の鉛直下向き運動量が、1 0 0 k g m / s 以上となるように操業することを指す。

上記において、金属酸化物及び／又は金属水酸化物を含む原料としては、鉍石、製鉄所やその他の製錬所で発生する金属元素を含有

するダスト、直接還元鉄（D R I）、ホットブリケットアイアン（H B I）、各種金属の還元ペレット・半還元ペレット・未還元ペレット、及び鉄又はその他の金属元素含有廃棄物等のいずれを使用してもよく、これらはいずれも原料として類似の作用・効果を生じる。

次に、この発明を、図面を参照しながら説明する。この発明の特徴は、特に、粉鉱石の熔融還元製錬法における熔融金属浴型の熔融還元炉における製錬方法に特徴を有するものである。第22図は、この発明の一つの実施形態を示す設備概略フロー図である。流動層型の

予備還元炉302から排出された粗粒の予備還元鉱石313aと、予備還元炉302及び熔融還元炉301で発生しサイクロン（図示せず）で回収された微粒の予備還元鉱石313bと、炭材として廃プラスチック322を一部及び石炭321を残部又は廃プラスチック322を100%と、造滓材326とを、熔融還元炉301の上部に設けられた投入シュートから炉内に装入する。

第23図に、第22図の熔融還元炉要部の概念図を示す。ここで、原料として粗粒及び微粒の鉱石（313a及び313b）の他に、製鉄所やその他の製錬所で発生する金属元素含有ダスト等、金属含有元素含有物質を適宜混合して装入してもよい。また炭材として、その他にオイルコークスその他の炭素含有物質を適宜混合して装入してもよい。上記原料、炭材及び造滓材の装入はキャリアーガス、例えば窒素ガス308により集団流れの形態で装入物363を、投入シュート361の先端から下方に向けて送出する。また、上記装入の時期的形態は連続的に行なう。但し、設備条件等によっては、重力落下方式で投入シュート361から投入してもよい。この場合には投入シュート詰まり防止のためのバージガスを流す。一方、酸

素ガス 3 4 6 をランス 3 6 2 から炉内に上吹きし、炉下部から浴攪拌用ガス、例えば窒素ガス 3 4 8 を底吹きする。熔融還元炉 3 0 1 内に装入された鉱石は、炭材の燃焼熱で熔融しスラグ浴 3 3 7 a に入り、炭素により還元されて熔融金属浴 3 3 6 a に移行する。

このように、炭材として石炭又は石炭及びコークスの替わりに廃プラスチックをその一部又は全部に使用すると、次の効果が発揮される。

3 0 1 熔融還元炉、 3 0 2 予備還元炉、 3 0 3 鉱石予熱炉、 3 0 6 造滓材焼成炉、 3 0 8 窒素ガス（キャリアガス）、 3 1 1 原鉱石、 3 1 2 予熱鉱石（粗粒・微粒）、 3 1 3 予備還元鉱石（粗粒・微粒）、 3 1 4 原料、 3 2 0 高カロリー燃料、 3 2 1 石炭、 3 2 2 廃プラスチック、 3 2 5 造滓材原料、 3 2 6 造滓材、 3 3 1 生成ガス、 3 3 2 発生ガス、 3 3 3 発生ガス、 3 3 4 回収ガス、 3 3 5 回収蒸気、 3 3 6 熔融金属、 3 3 6 a 熔融金属浴、 3 3 7 スラグ、 3 3 7 a スラグ浴、 3 3 8 回収ダスト、 3 4 6 酸素、 3 4 7 空気、 3 4 8 窒素ガス（攪拌ガス）、 3 4 9 ガスカロリー調整用燃料、 3 5 1 除塵機、 3 5 2 ガスホルダー、 3 5 3 昇圧機、 3 5 4 発電設備、 3 5 6 蒸気回収ボイラー、 3 5 7 ガス、 3 6 1 投入シュート、 3 6 2 ランス、 3 6 3 装入物。

廃プラスチックの発熱量は 8400 kcal/kg 前後であり、石炭の $7000 \sim 7700 \text{ kcal/kg}$ 、コークスの約 7000 kcal/kg より相当大きいので、製錬に要する炭材原単位及び酸素原単位が減り、熔融還元製錬プロセス系から発生する二酸化炭素量が大幅に減少する。従って、石炭やコークスの代替物質として廃プラスチックを使用することは、環境保全に寄与すると同時にプ

ロセスの生産効率や熱効率を改善するという点においても望ましい。

上記効果を十分に発揮させ、しかも熔融金属製造方法として実操業が良好に成り立つことが必要である。この観点から、廃プラスチックが炉内熱風と共に舞い上がって熔融還元反応系外へできるだけ持ち去られることがなく、スラグ浴内に添加されること、また、密閉系である熔融還元プロセス全系の連続的操業が行なわれるために、投入シュートや配管系統の閉塞等トラブルを発生させないことが重要である。

上記観点からこの発明において、望ましい廃プラスチックの投入方法等を前記の通り限定した。その根拠及びそうした場合の効果の説明する。

(1) 廃プラスチックの投入は、熔融還元炉内スラグ浴表面より2 m以上の高さ位置から行なう。

本発明者等は、熔融還元炉の実操業の経験に基づき、廃プラスチックを図2に示した投入シュートから他の装入物と一緒にキャリアーガスで送入する方法の場合には、炉内スラグ面から2 m以上離れた高所に投入シュートの先端を位置させないと、熔融スラグ粒滴の付着等によるシュート先端の閉塞が問題となることを明らかにした。そして更に望ましくは、上記距離は3 m以上離す方がよく、5 m以上離せば、全く問題は発生しないことがわかった。

(2) 廃プラスチックの投入は、炉内の雰囲気ガスが1000℃以上である雰囲気内位置から行なう。

廃プラスチックを熔融還元炉内に装入すると、分解してガス化する部分、液化する部分及び固体状態のままの部分に分かれる。廃プラスチックを他の装入物と一緒にキャリアーガスで装入する場合、投入シュートの先端がスラグ面より2 m以上高く、しかもその先端位置が1000℃以上の温度雰囲気にないと、廃プラスチック中の

炭化水素が十分に分解せず、タールその他の操業に有害な物質の生成が認められた。これでは、環境上も問題があるので、 1000°C 以上の高温雰囲気領域から廃プラスチックを装入するのが望ましい。

(3) 廃プラスチックの投入は、投入シュートからキャリアーガスで送入して行ない、投入シュート1個当たりから装入される廃プラスチック(P)、並びに、当該廃プラスチックに随伴して送出される、当該廃プラスチック以外の炭材(Q)、前記原料(R)及び前記造滓材(S)からなる全固形物質($P+Q+R+S$)の鉛直下向き運動量が、 100 kg m/s 以上となるように操業条件を調整する。なお、上記全固形物質の鉛直下向き運動量が、 100 kg m/s 以上となるようにすれば、重力落下法により投入シュートから装入してもよい。

廃プラスチックの形態は、前述した通り、固形物やフィルム状物、サイズや重量は大小各種、不純物として金属やセラミックスや残留食品等の混入物等、一般的な石炭の粒子状とは大きく異なる。通常、溶融還元炉内のガス空塔流速が $2\sim 3\text{ m/s}$ 程度であり、廃プラスチックは形態の移管を問わず、このガス流によって炉外へ流失し易い。本発明者等は、廃プラスチックを投入シュートから他の装入物質と一緒にキャリアーガスで炉内に鉛直下向きに送出し、全装入物の流れを集団運動として把握した。そしてこの全装入物の鉛直下向き運動量に着眼し、廃プラスチックの飛散ロスに及ぼす上記運動量の影響を試験した。

第24図に、廃プラスチックの飛散ロス割合に及ぼす全装入物の鉛直下向き運動量の影響、及び、飛散ロスと炉内ガス空塔速度との関係を示す。

この結果よりわかるように、廃プラスチックの飛散ロスを $2\sim 3\%$ 以下に抑えるためには、投入シュートから、他の装入物と一緒に

してキャリアーガスで集団流れの状態にし、その全装入物の鉛直下向き運動量を、 100 kg m/s 以上に調整することにより達成される。

熔融還元炉において、炭材としての石炭の代替品として廃プラスチックを使用した場合のその他の有利な点について説明する。

廃プラスチックは、その形態についてその大きさがホッパーから中間ホッパーを経て投入シュートから問題なく切り出すことができるものであれば、とくに制限しなくてよい。混入物中のFeは鉄源原料として利用されるので有益であり、ZnやSn等の蒸気圧が高い金属は溶銑中に混入せずダスト中に除去されるので、別途常法により処理する。Cr等酸化され易い金属は高酸素ポテンシャルのスラグに移行するし、また、セラミックス類もスラグに移行するので特に問題はない。但し、Cu等酸化され難い金属は溶銑中に入るので、大量に混入しているものは選別すべきである。このように、大半の廃プラスチックに対しては殆んど前処理の必要がないので、有利である。

廃プラスチックのS含有率は約0.1wt.%程度で石炭の0.5wt.%程度と比較しても小さく、廃プラスチックによる代替量が多いほど熔融金属脱硫の負荷が軽減し有利となる。今、廃プラスチックを含む炭材、原料及び造滓材の全体から炉内に持ち込まれる全硫黄量（以下、「インプット全硫黄」という）と、スラグ中（FeO）濃度、スロッピング状態（インデックスとする）、メタル中〔C〕濃度及びメタル中〔S〕濃度との関係を示すと、第25図の通りである。通常、第25図に示されるように、インプット全硫黄が増加するとメタル中の〔S〕濃度が高くなり、そのため炭材添加によるメタルへの浸炭作用が阻害され、メタル中の炭素濃度が十分に上がらない。その結果、鉍石の還元遅れによるスラグ中有価金属酸化物

(M_xO_y) の増大や、スロッピングの発生等により操業が不安定となる。しかしながら、廃プラスチックの S 含有率は石炭よりもはるかに低いので、廃プラスチックを多量に使用してもこのような操業不安定はなく、安定操業が得られる。

また、廃プラスチック中の水分含有率は約 2 wt.% 程度で、石炭の約 10 wt.% と比較しても含有水分は相当に低いので、水分乾燥を別途行なう必要はない。

なお S 含有率が低いので、廃プラスチックを単なる燃料として利用した場合や、焼却処理したような場合に発生する SO_x の発生は少なく、殆んどがスラグ及び溶銑に移行し、固定されるので、大気への排出が避けられる利点がある。

実施例

次に、この発明の溶融還元製錬法を、実施例によって更に詳細に説明する。

実施例 1 ～ 10 として、第 22 図及び第 23 図に示した溶銑生産速度 500 t/d の溶融還元製鉄設備を用い、本発明の範囲内の方法で連続操業により溶銑を製造した場合と、比較例 1 及び 2 として、第 25 図に示した同じく溶銑生産速度 500 t/d で実施例で用いた設備に準じた溶融還元設備を用い、本発明の範囲外の方法で連続操業により溶銑を製造した場合とについて試験した。

なお、表 18 に、使用した鉄鉱石の分析結果を示し、表 19 に、使用した廃プラスチックの分析結果を示す。廃プラスチックには、いわゆるバージンペレットと呼ばれるポリエチレン等の 10000 kcal/kg を超える高カロリー、低 ash の高品質のものもあるが、破碎品や風選落下物、磁気カード等の薄片状で 1000 kcal/kg 前後のごく低カロリーのレジ系物質まで含まれており、粒度や成分の変動は避けられない。しかし、入手できるものの平均

値でみると、ほぼ、表 19 に示した通りである。このように、石炭と較べて発熱量はそれほど高くはないが、硫黄含有率が非常に低い水準にある。

また、廃プラスチックはその形態面から、また水分含有率も低いこと等から、熔融還元製鉄プロセス系内における搬送及び熔融還元炉への装入を、必ずしも気送・吹込みといった手段をとる必要はない。熔融還元炉での装入シュートに至るまでの配管系で詰まらない程度の配管径、通常数は百mm径の $1/3$ 以下の径であれば、使用上特に問題はない。また、金属やセラミックス等の異物が混入・付着していても使用上全く問題はない点が特筆される。

表 18

鉄鉱石	鉱石成分 (%)												
	T. Fe	Fe2O3	FeO	CaO	SiO2	AL2O3	MgO	Mn	P	S	TiO2	lgLoss	その他 (脈石)
	66.0	94.0	0.30	0.00	1.90	1.60	0.00	0.10	0.04	0.01	0.10	1.00	1.0
													5.7
													6.00

表 19

	分析値			元素分析 (%)				C/H 比	低位発熱量 (kcal/kg)	Ash 組成 (%)				かさ 比重
	Ash	TS	水分	C	H	N	O			CaO	SiO2	AL2O3	Fe2O3	
石炭	9.4	0.50	9.1	78.5	4.6	1.8	5.3	17	7450	2.5	56.5	27.4	6.6	0.7
石炭														
廃プラスチック	7.0	< 0.1	1.1	70	10	2	10	7	7900	7.3	16.7	29.4	2.0	0.4
石炭+廃プラ50%	8.2	0.25	5.1	74.3	7.3	1.9	7.7	12	7675	4.9	36.6	28.4	4.3	0.6

(1) 実施例の試験条件

実施例の試験条件は、炭材に占める廃プラスチックの使用比率で大別すると、

50%（実施例1～4）、60%（実施例9）、及び100%（実施例5～8、10）となる。そして、下記（a）～（f）の作業要因の水準を本発明の範囲内で次の通りに設定し、これらを適宜組み合わせた場合の試験操作を行なった。

表20～表23にその試験条件を示す。

表 20

		実施例1	実施例2	実施例3	実施例4
溶融還元炉に装入した炭材の構成	石炭(%)	50	50	50	50
	廃プラスチック(%)	50	50	50	50
	鉱石予熱温度(°C)	25	250	25	260
予備還元炉	排出鉱石温度(粗粒・微粒平均温度°C)	605	703	600	699
	鉱石予備還元率(%)	10	20	9	19
溶融還元炉	原料鉄鉱石(kg/t)	1475	1475	1475	1475
	炭材	452	393	410	363
	廃プラスチック(kg/t)	452	393	410	363
	計 (kg/t)	894	786	820	726
	廃プラスチックの粒径(mm)	ave. 1	ave. 2	ave. 3	ave. 5
	造滓材	13	12	13	12
	焼石灰(kg/t)	68	65	66	63
	軽焼ドロマイト(kg/t)	3	3	3	3
	インプット全硫黄(kg/t)	628	541	592	513
	吹込み酸素(純酸素換算)	30	30	35	35
	二次燃焼率(%)	1510	1515	1517	1532
	溶銑温度(°C)	1.15	1.12	1.13	1.14
	スラグ塩基度 CaO/SiO ₂)	10	6	7	9
	スラグ中(MgO)(%)	4.5	5.1	4.2	4.9
	投入シュート先端高さ(m)	1200	1210	1240	1280
	投入シュート先端部の雰囲気温度(°C)	150	300	600	1000
	投入シュートからの装入物の運動量(kgm/s)	200	200	200	200
	浴攪拌・炉壁保護用窒素(Nm ³ /t)				

表 21

		実施例5	実施例6	実施例7	実施例8
溶融還元炉に装入した炭材の構成 予熱炉	石炭(%)	0	0	0	0
	廃プラスチック(%)	100	100	100	100
	鉱石予熱温度(°C)	25	270	25	280
予備還元炉	排出鉱石温度(粗粒・微粒平均温度°C)	598	705	596	702
	鉱石予備還元率(%)	9	21	8	20
溶融還元炉	原料鉄鉱石(kg/t)	1475	1475	1475	1475
	炭材	0	0	0	0
		750	670	700	630
		750	670	700	630
	廃プラスチックの粒径(mm)	ave. 5	ave. 5	ave. 10	ave. 15
	造滓材	4	4	5	4
		44	43	44	43
	インプット全硫黄(kg/t)	1	1	1	1
	吹込み酸素(純酸素換算)	536	463	515	440
	二次燃焼率(%)	31	31	36	36
	溶銑温度(°C)	1525	1527	1519	1515
	スラグ塩基度 CaO/SiO2)	1.1	1.09	1.21	1.09
	スラグ中(MgO) (%)	10	8	9	6
	投入シュート先端高さ (m)	5.2	3.8	4.1	4.9
	投入シュート先端部の雰囲気温度 (°C)	1230	1250	1290	1330
	投入シュートからの装入物の運動量(kgm/s)	200	500	1000	2000
	浴攪拌・炉壁保護用窒素(Nm3/t)	200	200	200	200

表 2 2

		実施例9	実施例10
溶融還元炉に装入した炭材の構成	石炭(%)	40	0
	廃プラスチック(%)	60	100
	予熱炉	25	25
予備還元炉	排出鉱石温度(粗粒・微粒平均温度℃)	600	600
	鉱石予備還元率(%)	10	10
溶融還元炉	原料鉄鉱石(kg/t)	1480	1480
	炭材	石炭(kg/t)	0
		廃プラスチック(kg/t)	1,000
		計(kg/t)	1,000
	廃プラスチックの粒径(mm)	ave.20	ave.30
	造滓材	焼石灰(kg/t)	16
		軽焼ドロマイト(kg/t)	75
	インゾット全硫黄(kg/t)	3	3
	吹込み酸素(純酸素換算)	720	800
	二次燃焼率(%)	32	27
	溶銑温度(℃)	1565	1535
	スラグ塩基度 CaO/SiO2	1.11	1.12
	スラグ中(MgO)(%)	9	7
	投入シュート先端高さ(m)	2.3	3.6
	投入シュート先端部の雰囲気温度(℃)	1160	1210
	投入シュートからの装入物の運動量(kgm/s)	50	60
	浴攪拌・炉壁保護用窒素(Nm3/t)	200	200

表 23

		比較例1	比較例2
溶融還元炉に装入した炭材の構成	石炭(%)	100	100
	廃プラスチック(%)	0	0
	鉱石予熱温度(°C)	25	240
予備還元炉	排出鉱石温度(粗粒・微粒平均温度°C)	601	702
	鉱石予備還元率(%)	10	20
溶融還元炉	原料鉄鉱石(kg/t)	1481	1480
	炭材	1052	922
	石炭(kg/t)	0	0
	廃プラスチック(kg/t)	1052	922
	計(kg/t)	-	-
	廃プラスチックの粒径(mm)	26	24
	造滓材	98	91
	焼石灰(kg/t)	7	6
	軽焼ドロマイト(kg/t)	725	626
	インプット全硫黄(kg/t)	29	31
	吹込み酸素(純酸素換算)	1506	1546
	二次燃焼率(%)	1.14	1.13
	溶銑温度(°C)	11	10
	スラグ塩基度 CaO/SiO2	4.5	1.7
	スラグ中(MgO)(%)	1090	1110
	投入シュート先端高さ(m)	(重力落下)	(重力落下)
	投入シュート先端部の雰囲気温度(°C)	200	200
	投入シュートからの装入物の運動量(kgm/s)		
	浴攪拌・炉壁保護用窒素(Nm3/t)		

〔操業要因とその水準〕

(a) 予備還元炉における鉍石の予備還元率：予熱炉で予熱・乾燥した鉍石を使用した場合には20%前後まで還元し、一方、直接予備還元炉へ鉍石を装入した場合には10%前後までの還元に留まった。

(b) 廃プラスチックの粒径：これは廃プラスチックの熔融還元炉からの飛散ロスを減らす観点からは大きい方がよく、配管径の1/3程度以下がその詰まり防止から必要である。また、廃プラスチックの分解・ガス化・燃焼の進行度からも小さい方がよい。ここでは、1～15mmの諸水準でおこなった。

(c) 二次燃焼率：30%と35%程度の2水準に制御して試験した。

(d) 投入シュートのスラグ浴からの高さ：これは高くするほど投入シュート先端部へのスラグの飛散・付着がなくなり、その詰まりによる操業トラブルがなくなる。2～5m程度の範囲内で変化させて試験した。

(e) 投入シュート先端部の雰囲気温度：投入シュートのスラグ浴からの高さ、製錬条件とから定まり、低すぎるとタール等の操業阻害物質が生成する。1160～1330℃の広範囲内で試験した。

(f) 投入シュートからの装入物の運動量：これは、廃プラスチックの飛散ロス量に影響を及ぼす要因である。50～2000kgm/sの広範囲にわたり数水準で試験した。

(2) 比較例の試験条件

比較例の試験条件としては、従来法のDIOS法の代表的プロセスとして、鉍石予熱炉を用いない場合(比較例1)と用いた場合(比較例2)とについて、炭材として廃プラスチックを使用せず石炭

を 100% 使用した場合について試験した。そして、比較例 1 では、投入シュートからの装入物の投入方法は、従来の炭材投入法と同じく重力落下法により行なった。比較例 2 では、投入シュートから装入物は同じく重力落下法により行ない、且つ投入シュート先端のスラグ浴表面からの高さを、1.7 m と低い場合について試験した。

(3) 試験結果について

試験結果を表 24 ~ 表 27 に示す。

表 24

		実施例1	実施例2	実施例3	実施例4
溶融還元炉	炉腹ガス空塔速度 (m/s)	2.3	2.5	2.7	6.5
	炭材平均飛散率 (%)	3.7	3.3	2.2	1.7
	溶銑[C] (%)	3.9	4.1	4.15	4.05
	溶銑[S] (%)	0.15	0.14	0.16	0.15
	スラグ(FeO)濃度 (%)	2.9	3.3	4.2	3.6
C消費量関係	スロッピングインデックス	0	0	0	0
	インプットC (A)	671	583	609	539
		82	71	78	67
		72	71	71	70
	炭材中 (kg/t)				
	酸素製造用(kg/t)				
	造滓材・ユーティリティ他(kg/t)				
	計 (kg/t)				
	控除C量 (B)	825	725	758	676
		382	313	321	260
熱ロス	回収ガス (B)	34	12	33	11
		416	325	354	271
	差し引きC使用量 (kg/t)				
	(A) - (B)				
	差し引きC使用量の炭酸ガス換算値 (kg/t)				
	(A) - (B)				
	予熱炉 (Mcal/t)				
	予備還元炉 (Mcal/t)				
	フード・ダクト部 (Mcal/t)				
	溶融還元炉上部 (Mcal/t)				
回収ガス	溶融還元炉浴部 (Mcal/t)				
	ガス量 (Nm ³ /t)				
	(Mcal/t)				
回収蒸気量	ガス潜熱(kcal/m ³)				
	(Mcal/t)				
	生成スラグ量 (kg/t)				
ネット消費エネルギー	(Gcal/t)				
	余剰エネルギー (Gcal/t)				

表 25

溶融還元炉		実施例5	実施例6	実施例7	実施例8
C消費量関係	炉腹ガス空塔速度 (m/s)	3.3	2.4	2.5	8.3
	炭材平均飛散率 (%)	3.2	2.5	1.8	2.1
	溶銑[C] (%)	4.05	4.1	4.25	4.3
	溶銑[S] (%)	0.07	0.06	0.07	0.06
	スラグ(FeO)濃度 (%)	4.4	3.6	2.2	1.8
熱ロス	スロッピングインデックス	0	0	0	0
	インプットC (A)	525	469	490	441
	炭材中 (kg/t)	70	60	67	58
	酸素製造用(kg/t)	64	64	64	64
	造滓材・ユーテイルリテイ他(kg/t)	659	593	621	563
	計 (kg/t)	325	263	277	222
	控除C量 (B)	22	0	22	0
	回収ガス発電利用(kg/t)	347	263	299	222
	回収蒸気発電利用(kg/t)	312	330	322	341
	差し引きC使用量 (kg/t)	1144	1210	1181	1250
回収ガス	(A)-(B)	—	50	—	50
	差し引きC使用量の炭酸ガス換算値 (kg/t)	100	100	100	100
	予熱炉 (Mcal/t)	150	150	150	150
	予備還元炉 (Mcal/t)	150	150	150	150
	フード・ダクト部 (Mcal/t)	40	40	40	40
回収蒸気量	溶融還元炉上部 (Mcal/t)	2120	1910	2010	1820
	溶融還元炉浴部 (Mcal/t)	2940	2380	2510	2010
	ガス量 (Nm3/t)	1390	1240	1240	1100
生成スラグ量 (kg/t)	ガス潜熱(kcal/m3)	83	13	82	12
	ガス量 (Mcal/t)	220	213	232	224
	回収蒸気量 (kg/t)	3.75	3.62	3.7	3.59
ネット消費エネルギー (Gcal/t)		2.61	1.96	2.21	1.61
余剰エネルギー (Gcal/t)					

表 26

		実施例9	実施例10
溶融還元炉	炉腹ガス空塔速度 (m/s)	3.2	2.3
	炭材平均飛散率 (%)	12.2	17.8
	溶銑[C] (%)	4.3	4.35
	溶銑[S] (%)	0.16	0.17
	スラグ(FeO)濃度 (%)	2.1	1.5
C消費量関係	スロッピングインデックス	0	0
	インプットC (A)	706	700
	炭材中 (kg/t)		
	酸素製造用(kg/t)	94	104
	造滓材・ユーティリティ他(kg/t)	80	82
	計 (kg/t)	880	886
	控除C量 (B)	439	532
	回収ガス発電利用(kg/t)	46	64
	回収蒸気発電利用(kg/t)	485	596
	計 (kg/t)	395	290
熱ロス	差し引きC使用量 (kg/t)		
	(A)-(B)		
	差し引きC使用量の炭酸ガス換算値 (kg/t)	1448	1063
	予熱炉 (Mcal/t)	—	50
	予備還元炉 (Mcal/t)	100	100
	フード・ダクト部 (Mcal/t)	150	150
	溶融還元炉上部 (Mcal/t)	150	150
	溶融還元炉浴部 (Mcal/t)	40	40
	ガス量 (Nm ³ /t)	2650	2940
	(Mcal/t)	3980	4810
回収ガス	ガス潜熱(kcal/m ³)	1500	1640
	(Mcal/t)	180	250
	回収蒸気量		
生成スラグ量 (kg/t)	生成スラグ量 (kg/t)	250	260
	ネット消費エネルギー (Gcal/t)	4.22	4.62
	余剰エネルギー (Gcal/t)	3.65	3.9

表 27

		比較例1	比較例2
溶融還元炉	炉腹ガス空塔速度 (m/s)	2.3	2.8
	炭材平均飛散率 (%)	3.2	4.3
	溶銑[C] (%)	3.5	3.6
	溶銑[S] (%)	0.31	0.32
	スラグ(FeO)濃度 (%)	7.1	7.4
C消費量関係	スロッピングインデックス	0	10
	インプットC (A)	826	724
	炭材中 (kg/t)		
	酸素製造用(kg/t)	95	83
	造滓材・ユーティリティ他(kg/t)	82	80
	計 (kg/t)	1003	887
	控除C量 (B)	443	367
	回収ガス発電利用(kg/t)	49	25
	回収蒸気発電利用(kg/t)	492	392
	計 (kg/t)	511	495
熱ロス	差し引きC使用量 (kg/t)		
	(A) - (B)		
	差し引きC使用量の炭酸ガス換算値 (kg/t)	1874	1815
	予熱炉 (Mcal/t)	—	50
	予備還元炉 (Mcal/t)	100	100
回収ガス	フード・ダクト部 (Mcal/t)	150	150
	溶融還元炉上部 (Mcal/t)	150	150
	溶融還元炉浴部 (Mcal/t)	40	40
	ガス量 (Nm ³ /t)	2670	2410
	(Mcal/t)	4010	3320
回収蒸気量	ガス潜熱(kcal/m ³)	1500	1380
	(Mcal/t)	190	90
	生成スラグ量 (kg/t)	330	300
ネット消費エネルギー (Gcal/t)	余剰エネルギー (Gcal/t)	4.2	4.02
		3.68	2.9

①二酸化炭素の排出量の算定

インプット C 量 (A) を求めるために、炭材中の C 量と、造滓材中の C 量と、熔融還元炉への上吹き O_2 ガス製造に要した電力発電用消費燃料の換算 C 量との合計値から、上吹き O_2 ガス製造装置以外のユーティリティでの消費電力発電用消費燃料の換算 C 量を差し引いた値を求め、この値をインプット C 量 (A) とした。一方、インプット C 量 (A) からの控除 C 量 (B) として、回収ガスによる発電量と、回収蒸気による発電量の各換算 C 量との和を求め、インプット C 量 (A) から控除 C 量 (B) を差し引いた値 ($(A) - (B)$) を、消費 C 量 (C) で表わした。そして、消費 C 量 (C) を二酸化炭素量に換算して、表 24 ~ 27 に示した。

二酸化炭素の排出量について実施例と比較例とを比較すると、炭材として廃プラスチックを使用することにより、二酸化炭素の排出量が大幅に減少している。

そして、実施例 1 ~ 4 (廃プラスチック比率 50 % の場合) と実施例 5 ~ 8 (廃プラスチック比率 100 % の場合) との比較より、炭材中の廃プラスチック代替比率が大きいほど二酸化炭素の系外排出量は減少することがわかる。

②熔融還元炉からの廃プラスチックの飛散ロス

廃プラスチックの飛散率は、装入原料中の炭材中に占める廃プラスチック比率が同じ場合には、炭材の平均飛散率から廃プラスチックの飛散率の大小の比較ができる。廃プラスチックの飛散ロスは、一般に廃プラスチック粒径が大きいほど少なくなる。廃プラスチックは他の装入物と一緒にキャリアーガスにより集団流れの形態で投入シュート先端から下方に向けて送出する。その運動量が大きいほど熔融還元炉からの廃プラスチックの飛散ロスは少なくなる。実施

例 1 から 4 までにおいては、平均粒径を 1 から 5 mm まで順次大きくすると同時に、運動量を 150 から 1000 kg m / s まで増加させた。また、実施例 5 から 8 までにおいては、平均粒径を 5 から 15 mm まで大きくすると同時に、装入物の運動量を 200 から 2000 kg m / s まで増加させた。平均粒径が大きく、且つ運動量が多いほど、廃プラスチックの飛散ロスは小さくなっている。

実施例 9 及び 10 の廃プラスチックの飛散率を、実施例 1 ~ 4、及び実施例 5 ~ 8 の廃プラスチックの飛散率とを比較すると、前者の方が後者よりも相当に小さい。これは、廃プラスチックを含む装入物の運動量が、実施例 9 及び 10 においては小さかった (50 ~ 60 kg m / s) ためである。一方、比較例 1 及び 2 においては、石炭をバージガスを流しつつ重力落下法で投入したが、石炭の飛散率は少なく良好であった。この場合の投入シュート先端における装入物全体の運動量を推算すると、投入シュート 1 個当たり 200 kg m / s 前後となる。

従って、炭材の飛散率は、気送法あるいは重力落下法のいずれであっても、投入シュート先端における装入物全体の運動量が、投入シュート 1 個当たり 100 kg m / s 程度以上であればかなり小さく良好であることもわかる。

なお、溶融還元炉から飛散した廃プラスチックは、溶融還元炉の集塵機により捕集され、回収されて再使用される。従って、廃プラスチックの飛散ロスが増加しても、溶融還元製鉄プロセス系外への排出二酸化炭素は増加しない。但し、インプット C 量 (A) の内の炭材中の廃プラスチックの消費原単位を、廃プラスチック比率が同一水準の場合にインプット C 量 (A) の内の炭材の消費原単位で比較するとわかるように、飛散量が多いほど廃プラスチックの飛散ロス割合は大きくなる。

③投入シュートの高さの操業に及ぼす影響

投入シュートのスラグ浴面からの高さが高いほど、その先端部へのスラグ付着・堆積は生じにくい。実施例1～8においては、その高さが4 m程度以上、また実施例9及び10においても2 m以上確保されているので、投入シュートの閉塞等のトラブルは発生しなかった。しかしながら、比較例2では投入シュートの高さがやや低く、しかも装入物の投入方法は重力落下法であった。そのため、投入シュート先端へのスラグの付着・堆積とそれによるスラグ浴への装入物の添加速度の遅延化にとより、スラグ中(F e O)濃度が若干高くなった。そして、スロッピングインデックスが大きくなった。

④投入シュート先端部の雰囲気温度の操業に及ぼす影響

投入シュート先端部の雰囲気温度は、実施例及び比較例のすべての場合につき、1000℃以上を確保したので、廃プラスチックの分解不十分によるタール等の物質の生成が防止され、配管系統等の詰まりによる操業トラブルはなかった。

⑤生成スラグ量及びネット消費エネルギー

生成スラグ量は実施例における方が比較例におけるよりも少なく望ましい。また、ネット消費エネルギーも実施例1～8における方が比較例におけるよりも少なく望ましい。但し、実施例9及び10におけるネット消費エネルギーは比較例と同一水準ないしそれよりも大きい。ネット消費エネルギーと余剰エネルギーとの和どうしで比較すると両者間で差はみられない。

⑥生産性

実施例1～8における溶銑〔C〕濃度はほぼ4%以上に確保され、スラグ(F e O)濃度も低く、鉄鉱石還元速度が高水準に維持された。そして生産性は比較例におけると同等ないしそれ以上の連続操業が全く問題なく継続され、目標の溶銑生産速度500 t / dの水

準が達成された。

⑦ SO_x 発生の防止

廃プラスチックに含まれる S は表 2 に示したように、石炭と較べるとかなり低水準である。しかも、本発明の方法に使用された場合は、ダスト回収や予熱・予備還元鉱石等を介しても溶銑及びスラグ中に移行して固定され、熔融還元製鉄プロセス系外への大気排出は殆んどみられなかった。

上記実施例は、鉄鉱石の熔融還元製錬に関するものであるが、鉄鉱石の代わりに Ni、Cr 又は Mn 等の金属・金属酸化物やそれら金属元素を含むダスト等の熔融還元炉での製錬や、流動層型装置での予備還元等の処理の場合においても同様に、本発明方法は有効である。

実施の形態 6

鉄浴型溶融還元法は鉍石や炭材に高炉法のような事前処理の必要がない点が最大の利点であり、この利点の故に、近年、高炉法に代わる製鉄法として注目を集めている。本発明者らは、このような従来一般に考えられている鉄浴型溶融還元法の利点とは全く別に、同製鉄法では原料の粒度に高炉法のような制約が全くないことに着目し、高炉法では使用できない若しくは操業上使用しにくい粒度の小さい焼結鉍（返し鉍となるような粒度の焼結鉍）を鉄浴型溶融還元炉に原料として供給し、高炉法を補完するような形態で鉄浴型溶融還元法を利用することを考えた。

このような形態の製鉄法では、細粒側の焼結鉍を原料とする製鉄を鉄浴型溶融還元炉に分担させるため、製造された焼結鉍の全量をそのまま、つまり返し鉍を生じることなく製鉄原料として用いることができ、このため従来の高炉法単独操業の場合に較べて溶鉄の製造量を増大させることができる。一方において、高炉の出鉄比を低く抑えた操業も可能となり、高炉の熱負荷を軽減して高炉の寿命を大幅に延ばすことができる。しかも、鉄浴型溶融還元法で焼結鉍を用いた場合には鉍石の乾燥工程も全く不要であることから、鉄浴型溶融還元法を極めて有利に実施することができる。さらに、焼結鉍はその製造工程において CaO/SiO_2 が2前後に調整されているため、これを鉄浴型溶融還元法で鉄源として用いた場合には生石灰やドロマイト等のスラグ成分調整のための媒溶材を使用する必要がなくなる。

また本発明者らは、製鉄用コークスについても、鉄浴型溶融還元法では使用する炭材の粒度に高炉法のような制約が全くないことに着目し、高炉法では使用できない若しくは操業上使用しにくい粒度の小さいコークスを鉄浴型溶融還元法に炭材として供給することを考えた。このようなコークスの利用形態によれば、焼結鉍の製造工程では消費し切れない粉コークスの有効利用を図ることができるだけでなく、鉄浴型溶融還元法でコークスを用いた場合には炭材の乾燥工程も全く不要であることから、鉄浴型溶融還元法を極めて有利に実施することができる。しかも、炭材として石炭を用いる場合に較べて二次燃焼率を大幅に高め且つ炉の熱負荷を小さくすることができ、これにより鉄浴型溶融還元法

の燃料原単位の低減化と生産性の向上を図ることができる。

さらに、先に述べたような粒度の小さい焼結鉱を鉄浴型溶融還元法に原料として供給する形態の製鉄法では、基本的には焼結機における返し鉱がなくなるため、高炉法単独操業の場合に較べて焼結工程における粉コークスの使用量が低減し、その分、粉コークスに余剰が生じることが考えられる。したがって、このような形態の製鉄法において、製鉄用コークスのうちの粉コークスの一部を鉄浴型溶融還元法の炭材として用いることにより、高炉、鉄浴型溶融還元炉及び焼結機を備えた製鉄設備において、粉コークスを含めたコークスをバランスよく有効に利用することができる。

本発明は、以上のような着想と知見事実に基づきなされたもので、以下のような特徴を有する。

[1] 高炉、鉄浴型溶融還元炉及び焼結機を備えた製鉄設備において、焼結機で製造された焼結鉱のうち、粒度の大きい焼結鉱を高炉に供給し、粒度の小さい焼結鉱を鉄浴型溶融還元炉に供給することを特徴とする製鉄方法。

[2] 高炉及び鉄浴型溶融還元炉を備えた製鉄設備において、製鉄用コークスのうち、粒度の大きいコークスを高炉に供給し、粒度の小さいコークスを鉄浴型溶融還元炉に供給することを特徴とする製鉄方法。

[3] 高炉、鉄浴型溶融還元炉及び焼結機を備えた製鉄設備において、焼結機で製造された焼結鉱のうち、粒度の大きい焼結鉱を高炉に供給し、粒度の小さい焼結鉱を鉄浴型溶融還元炉に供給するとともに、製鉄用コークスのうち、粒度の大きいコークスを高炉に供給し、粒度の小さいコークスを鉄浴型溶融還元炉に供給することを特徴とする製鉄方法。

本発明の第1の態様は、高炉、鉄浴型溶融還元炉及び焼結機を備えた製鉄設備を前提とした製鉄法であり、焼結工程（焼結機）で製造された焼結鉱のうち、粒度の大きい焼結鉱（塊状焼結鉱を主体としたもの）を高炉に供給し、粒度の小さい焼結鉱（粉状焼結鉱を主体としたもの）を鉄浴型溶融還元炉に供給し、それぞれの炉において溶鉄を製造するものである。

通常、このような製鉄法では焼結機で製造された焼結鉱を適当な篩目により篩分けし、塊状焼結鉱を含む粒度の大きい焼結鉱と、それよりも粒度の小さい

焼結鉱とに分離し、それぞれを高炉と鉄浴型溶融還元炉に供給する。

高炉と鉄浴型溶融還元炉に供給する焼結鉱の粒度の分岐点は、一般には返し鉱を選別する際の篩い分け粒度とすればよいが、それ以上の篩い分け粒度を分岐点としてもよい。高炉では、なるべく粒径の大きい焼結鉱を使用した方が通気性等の面で操業がしやすく、経済性、生産効率等の面でも有利となるからである。

一般に高炉に装入するためには篩い分け粒度で3 mm以上の粒度が必要であり、このため高炉と鉄浴型溶融還元炉に供給する焼結鉱の粒度の分岐点は、篩い分け粒度で3 mm以上の粒度とすること、すなわち、焼結機で製造された焼結鉱を3 mm以上の篩目で篩分けし、篩上の焼結鉱を高炉に供給し、篩下の焼結鉱を鉄浴型溶融還元炉に供給することが好ましい。また、焼結鉱の粒度の分岐点（篩い分け粒度）はより好ましくは5 mm以上、特に好ましくは8 mm以上とするのがよく、これにより高炉側に特に好適な粒度の焼結鉱を供給することができる。

但し、焼結鉱は高炉側に供給可能な粒度の焼結鉱の全てを高炉に供給する必要はなく、鉄浴型溶融還元炉に供給すべき篩下の焼結鉱中に、高炉側に供給可能な粒度の焼結鉱が含まれることは何ら差し支えない。要は、返し鉱に相当するような高炉への装入が不適な粒度の焼結鉱が高炉側に供給されないようにすればよく、このような条件を満たす限り、高炉と鉄浴型溶融還元炉に供給する焼結鉱の粒度の分岐点は、両炉への焼結鉱供給量等を勘案して任意に設定することができる。

なお、一般に篩分け後の篩上の焼結鉱には、篩分け粒度未満の粒径のものがある程度含まれることは避けられず、本発明法は高炉側に供給される焼結鉱がこのような粒度分布を有する場合も含むことは言うまでもない。

第26図は、焼結鉱の原料鉱石（シンターフィード）の給鉱粒度分布と、この原料鉱石から製造された焼結鉱を篩分けした後の篩下及び篩上の各焼結鉱の粒度分布の一例を示している。この例では篩い分け粒度（篩目）を6 mmに設定して焼結鉱の篩い分けを行ったもので、図中のAが給鉱粒度分布を、Bが篩下の焼結鉱の粒度分布を、Cが篩上の焼結鉱の粒度分布をそれぞれ示している。本発明法では、Bの粒度分布を持つ篩下の焼結鉱が鉄浴型溶融還元炉に、また

Cの粒度分布を持つ篩上の焼結鉱が高炉にそれぞれ供給され、炉内装入される。

鉄浴型熔融還元炉では、炉内に装入された鉄源が酸素による炭材の燃焼により迅速に熔融されるとともに、炭材ないし炭材中Cが浸炭した溶銑・粒銑により速やかに還元され、そこで発生したCOガスが酸素ガスで速やかに二次燃焼することにより、熱効率が良く燃料原単位・エネルギー原単位の低い製銑が行われる。

また、一般に鉄浴型熔融還元設備は鉱石を予備還元するための予備還元炉（通常、流動層式の予備還元炉）を備えており、この予備還元炉で鉱石を予熱及び予備還元（通常、予備還元率10～30%）した後に鉄浴型熔融還元炉に装入することにより、石炭・酸素原単位を低減させ、予備還元を実施しない場合に比べて生産性は10～50%も向上する。したがって、本発明法においても焼結鉱を予備還元炉で予備還元した後に鉄浴型熔融還元炉に装入することが好ましい。また、予備還元炉における予備還元前に鉱石の予熱を行えば、さらに生産性を向上させることができる。

この鉄浴型熔融還元法では、鉄浴型熔融還元炉、予備還元炉ともに鉄源である鉱石の粒度に高炉のような制約はなく、したがって、本発明のような粒度の小さい焼結鉱を装入しても問題なく熔融還元することができる。

また、後述するように鉄浴型熔融還元法で鉄源として焼結鉱を使用した場合には、従来の鉄浴型熔融還元法で行われているような鉱石の乾燥は不要となるが、そのためには製造された焼結鉱が鉄浴型熔融還元炉に装入されるまでの間に過剰な吸湿をしないこと（例えば、水分吸収率：1%以下）が必要である。したがって、製造された焼結鉱のうち鉄浴型熔融還元炉に供給すべき焼結鉱については、鉄浴型熔融還元炉に装入するまでのハンドリング途中で極力吸湿しないような配慮、例えば、貯蔵する際に雨よけの天井を設ける等の配慮をすることが必要である。

このような形態の本発明の製銑法では、従来行われている高炉法単独操業の場合に較べて次のような利点がある。

先ず、焼結機で製造された焼結鉱のうち細粒側の焼結鉱を原料とする製銑を鉄浴型熔融還元炉に分担させるため、製造された焼結鉱の全量をそのまま、つまり返し鉱を生じることなく製銑原料として用いることができる。このため焼

結機の生産能力が従来の高炉法単独操業の場合と同等である場合には、従来生じていた返し鉱の分だけ原料鉱石供給量が増加して溶銑を増産することができ、製銑の生産性を高めることができる。

一方、溶銑の製造量を従来の高炉法単独操業の場合と同等とした場合には、高炉の出銑比を低く抑えた操業が可能となり、これにより高炉の熱負荷が軽減されて炉内部の損傷が効果的に抑制される結果、高炉の寿命を大幅に延ばすことができる。この場合、高炉は出銑比 $1.0 \sim 1.7 \text{ t/m}^3/\text{day}$ 程度（特に好ましくは、 $1.4 \text{ t/m}^3/\text{day}$ 前後）で操業することが好ましい。従来一般に行われている 2000 m^3 を超える大型の高炉では酸素富化等により出銑比 $2.0 \text{ t/m}^3/\text{day}$ 以上で操業が行われているが、本発明法を適用することにより出銑比 $1.7 \text{ t/m}^3/\text{day}$ 以下としても従来の高炉法単独操業の場合と同等の製銑量を確保することができ、且つこのように出銑比 $1.7 \text{ t/m}^3/\text{day}$ 以下で操業することにより高炉の熱負荷が軽減され、高炉の寿命を大幅に延ばすことができる。但し、高炉の出銑比が $1.0 \text{ t/m}^3/\text{day}$ 未満では炉齡の延長効果が飽和するとともに、生産性の面で却って不経済となる。なお、以上の観点からして出銑比の最適値は $1.4 \text{ t/m}^3/\text{day}$ 前後であると考えられる。

また、上記形態の本発明の製銑法では、製造後の焼結鉱が吸湿しないようにして鉄浴型溶融還元炉に装入すれば、通常の鉄浴型溶融還元法で必要とされる鉱石の乾燥工程も全く不要であり、このため鉄浴型溶融還元法を低コストに実施することができる。

さらに、鉄浴型溶融還元法で鉄源として焼結鉱を用いる場合には、焼結鉱はその製造工程で CaO/SiO_2 が2前後に調整されているため、副原料として生石灰やドロマイト等の媒溶材を炉に装入することなくスラグ塩基度調整を容易に行うことができ、鉄源として鉱石を使用する場合に比べて原料コスト、燃料原単位を低減させることができ、この面でも生産性を向上させることができる。

なお、本発明法においては、鉄浴型溶融還元炉に装入する鉄源として、焼結鉱に加えて適宜鉱石やスクラップ、直接還元鉄、アイアンカーバイド等の鉄源を使用できることは言うまでもない。

本発明の第2の態様は、高炉及び鉄浴型溶融還元炉を備えた製鉄設備において、製鉄用コークスのうち、粒度の大きいコークス（塊状コークスを主体としたもの）を高炉に、粒度の小さいコークス（粉状コークスを主体としたもの）を鉄浴型溶融還元炉にそれぞれ供給して炭材として用いるものである。使用される製鉄用コークスとしては、製鉄設備内のコークス炉で製造されたコークス、当該製鉄設備外から供給されたコークスのいずれでもよい。

通常、このような製鉄法では製鉄用コークスを適当な篩目により篩分けし、塊状コークスを含む粒度の大きいコークスと、それよりも粒度の小さいコークスとに分離し、それぞれを高炉と鉄浴型溶融還元炉に炭材として供給する。

高炉と鉄浴型溶融還元炉に供給するコークスの粒度の分岐点は先に述べた焼結鉱の場合と同様であり、一般には従来の高炉法において装入に不適な粒度のコークスを選別する際の篩い分け粒度とすればよいが、それ以上の篩い分け粒度を分岐点としてもよい。

一般にコークスを高炉に装入するためには篩い分け粒度で20 mm以上の粒度が必要であり、このため高炉と鉄浴型溶融還元炉に供給するコークスの粒度の分岐点は、篩い分け粒度で20 mm以上の粒度とすること、すなわち、製鉄用コークスを20 mm以上の篩目で篩分けし、篩上のコークスを高炉に供給し、篩下のコークスを鉄浴型溶融還元炉に供給することが好ましい。また、コークスの粒度の分岐点（篩い分け粒度）はより好ましくは25 mm以上、特に好ましくは30 mm以上とするのがよく、これにより高炉側に特に好適な粒度のコークスを供給することができる。

但し、コークスは高炉側に供給可能な粒度のコークスの全てを高炉に供給する必要はなく、鉄浴型溶融還元炉に供給すべき篩下のコークス中に、高炉側に供給可能な粒度のコークスが含まれることは何ら差し支えない。要は、高炉への装入が不適な粒度のコークスが高炉側に供給されないようにすればよく、このような条件を満たす限り、高炉と鉄浴型溶融還元炉に供給するコークスの粒度の分岐点は、両炉へのコークス供給量等を勘案して任意に設定することができる。

なお、一般に篩分け後の篩上のコークスには篩分け粒度未満の粒径のものがある程度含まれることは避けられず、本発明法は高炉側に供給されるコークス

がこのような粒度分布を有する場合も含むことは言うまでもない。

また、後述するように鉄浴型溶融還元法で炭材としてコークスを使用した場合には、従来の鉄浴型溶融還元法で行われているような炭材（石炭）の乾燥は不要となるが、そのためには製造されたコークスが鉄浴型溶融還元炉に装入されるまでの間に過剰な吸湿をしないこと（例えば、水分吸収率：1%以下）が必要である。したがって、製鉄用コークスのうち鉄浴型溶融還元炉に供給すべきコークスについては、鉄浴型溶融還元炉に装入するまでのハンドリング途中で極力吸湿しないような配慮、例えば、貯蔵する際に雨よけの天井を設ける等の配慮をすることが必要である。

このような形態の本発明の製鉄法では、従来行われている高炉法単独操業の場合に較べて次のような利点がある。

すなわち、先ず製鉄設備内のコークス炉で製造され或いは製鉄設備外から供給される製鉄用コークスには高炉で使用できない細粒のコークスが相当量含まれており、このような細粒のコークスのうち焼結鉱の製造工程で消費し切れないコークスの有効利用を図ることができる。

また、製造後のコークスが吸湿しないようにして鉄浴型溶融還元炉に装入すれば、通常の鉄浴型溶融還元法で必要とされる炭材の乾燥工程も全く不要であり、このため鉄浴型溶融還元法を低コストに実施することができる。

さらに、鉄浴型溶融還元法で炭材としてコークスを用いた場合には、炭材として石炭を用いる場合に較べて炉内発生ガスの二次燃焼率を大幅に高めることができる。すなわち、鉄浴型溶融還元法で炭材として石炭を用いた場合の二次燃焼率はせいぜい30～40%程度であるのに対し、炭材としてコークスを用いた場合には二次燃焼率が50～80%程度にもできるため、溶融還元における燃料原単位の低減化と生産性の向上を図ることができる。さらに、コークスは固定炭素が石炭よりも格段に高く、且つ熱割れもしにくく炉内からの飛散を生じにくいため、鉄浴型溶融還元における浸炭促進に役立ち、高生産性及び操業の安定化に効果的である。また、コークスは石炭に較べて水素含有量が低いため、排ガス中の H_2O 濃度が石炭使用時の10～25%に対して数%～10%程度であり、ガスの輻射に影響する CO 、 CO_2 、 H_2O のうち最も影響の大きい H_2O 濃度が石炭使用時に較べて格段に低いため、二次燃焼率が同じであれば

炉の熱負荷も小さくすることができる。このためヒートロスも小さくて済み、この点からも燃料原単位の低減化を図ることができる。

本発明の第3の態様は、高炉、鉄浴型溶融還元炉及び焼結機を備えた製鉄設備において、上述した第1の態様および第2の態様の操業を同時に実施する製鉄法であり、焼結工程（焼結機）で製造された焼結鉱のうち、粒度の大きい焼結鉱（塊状焼結鉱を主体としたもの）を高炉に供給し、粒度の小さい焼結鉱（粉状焼結鉱を主体としたもの）を鉄浴型溶融還元炉に供給し、また、製鉄用コークスのうち、粒度の大きいコークス（塊状コークスを主体としたもの）を高炉に供給し、粒度の小さいコークス（粉状コークスを主体としたもの）を鉄浴型溶融還元炉に供給し、それぞれ炉において溶銑を製造するものである。

このような態様の製鉄法における焼結鉱およびコークスの選別条件、操業条件等は先に述べた第1の態様および第2の態様の製鉄法の場合と同様である。先に述べたように粒度の小さい焼結鉱を鉄浴型溶融還元炉に鉄源として供給する態様の製鉄法では、基本的には焼結機における返し鉱がなくなるため、高炉法単独操業の場合に比べて焼結工程における粉コークスの使用量が低減し、その分、粉コークスに余剰が生じることが考えられる。したがって、このような態様の製鉄法において、製鉄用コークスのうちの粉コークスの一部を鉄浴型溶融還元法の炭材として用いることにより、高炉、鉄浴型溶融還元炉および焼結機を備えた製鉄設備において、コークス、特に粉コークスを主体とする細粒側のコークスをバランスよく有効に利用することができる。

なお、実施の形態6が適用可能な溶融還元法は、密閉型の炉内で発生ガスに二次燃焼を生じさせる鉄浴型の溶融還元法であり、COREXプロセスのように塊原料をシャフト炉で還元した後、ガス化溶融炉に投入するような溶融還元法は鉄源、炭材ともに塊状であることが要求されるため、実施の形態6は適用できない。

表28に鉄浴型溶融還元炉における操業例を示す。このうち本発明例1は鉄源として返し鉱に相当する焼結粉（篩目5mmの篩下の焼結鉱）を用い、炭材として石炭を用いて溶銑を製造した例、本発明例2は鉄源として鉄鉱石を用い、炭材として粉コークス（篩目20mmの篩下のコークス）を用いて溶銑を製造した例、本発明例3は鉄源として返し鉱に相当する焼結粉（篩目4mmの篩下

の焼結鉱)を用い、炭材として粉コークス(篩目20mmの篩下のコークス)を用いて溶銑を製造した例である。また、比較例は鉄源として鉄鉱石を用い、炭材として石炭を用いて溶銑を製造した例である。

表28によれば、鉄源として返し鉱に相当する焼結粉を用いた本発明例1では、鉱石の乾燥工程(鉱石乾燥用の蒸気)が全く不要であり、また、焼石灰や軽ドロマイトの装入も不要であるため、経済的な効果が大い。また、比較例に比べて燃料原単位を低減することができ、その分生産量を増大させることができる。また、炭材として粉コークスを用いた本発明例2では石炭の乾燥工程(石炭乾燥用の蒸気)が全く不要であり、また本発明例1以上に燃料原単位を低減することができ、生産量を増大させることができる。

さらに、鉄源として返し鉱に相当する焼結粉を用い、且つ炭材として粉コークスを用いた本発明例3では、鉱石及び石炭の乾燥工程がいずれも全く不要であり、また、本発明例1以上に燃料原単位を低減することができ、生産量を増大させることができる。

表 28

No.			比較例	本発明例 1
操 業 条 件	二次燃焼率 (%)		30	30
	R D 予備還元率 (%)		21	21
	P R F 鉍石予熱温度 (℃)		700	700
	P R F 装入鉍石温度 (℃)		25	25
	攪拌ガス (N ₂) 量 (Nm ³ /T)		200	200
原 燃 料 ・ ガ ス	鉍石装入量 (kg/T)	シンターフィード鉍石	1585	—
		焼結返し鉍	—	1734
	炭材装入量 (kg/T)	石炭	1024	1005
		コークス	—	—
	焼石灰装入量 (kg/T)		57	—
	軽ドロ装入量 (kg/T)		64	—
	酸素 (純度95%) 供給量 (Nm ³ /T)		741	722
	原料乾燥用蒸気 使用量 (kg/T)	鉍石用	80	—
		石炭用	109	107
排 ガ ス	回収ガス量 (Nm ³ /T)		2606	2453
	潜熱 (Mcal/T)		3570	3542
	潜熱 (kcal/Nm ³)		1370	1444
スラグ量 (kg/T)			403	440
蒸 気	高圧蒸気回収量 *1 (kg/T)	373	384	
	低圧蒸気回収量 *2 (kg/T)	538	501	
生産量 (t/日)			3000	3100

*1 : 689kcal/kg

*2 : 658kcal/kg

表 29

No.			本発明例 2	本発明例 3
操 業 条 件	二次燃焼率 (%)		60	50
	R D 予備還元率 (%)		21	21
	P R F 鉍石予熱温度 (℃)		700	700
	P R F 装入鉍石温度 (℃)		25	25
	攪拌ガス (N ₂) 量 (Nm ³ /T)		200	200
原 燃 料 ・ ガ ス	鉍石装入量 (kg/T)	シンターフィード鉍石	1584	—
		焼結返し鉍	—	1739
	炭材装入量 (kg/T)	石炭	—	—
		コークス	610	730
	焼石灰装入量 (kg/T)		50	—
	軽ドロ装入量 (kg/T)		54	—
	酸素 (純度95%) 供給量 (Nm ³ /T)		500	630
	原料乾燥用蒸気 使用量 (kg/T)	鉍石用	—	—
		石炭用	—	—
排 ガ ス	回収ガス量 (Nm ³ /T)		1300	1619
	潜熱 (Mcal/T)		1150	1452
	潜熱 (kcal/Nm ³)		1100	1271
スラグ量 (kg/T)			400	465
蒸 気	高压蒸気回収量 *1 (kg/T)		270	349
	低压蒸気回収量 *2 (kg/T)		290	361
生産量 (t/日)			4400	3500

*1 : 689kcal/kg

*2 : 658kcal/kg

請求の範囲

1. 炭素未飽和溶銑を精錬する方法は以下の工程からなる：
スラグが分離された溶銑を溶銑精錬容器に装入する工程；
溶銑精錬容器内で溶銑に脱硫剤を供給して攪拌することにより脱硫処理を行う工程；
該脱硫処理を行う工程の前または後において、溶銑を加熱する工程；
脱硫処理が行われた溶銑を脱炭処理炉で脱炭処理を行う工程。
2. 溶銑の加熱が該脱硫処理を行う工程の前に行われる請求項 1 記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
3. 溶銑の加熱が該脱硫処理を行う工程の後に行われる請求項 1 記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
4. 溶銑を加熱する工程が溶銑を加熱および加炭することからなる請求項 1 記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
5. 溶銑を加熱する工程が、溶銑中に不活性ガスを吹き込んでガスバブリングしつつ、アーク加熱により溶銑を加熱することからなる請求項 1 記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
6. 溶銑を加熱および加炭する工程が、溶銑中に不活性ガスを吹き込んで溶銑をバブリングし、溶銑浴上より酸素を吹き付けることにより溶銑を加熱し、溶銑中に炭材をインジェクションして加炭することからなる請求項 4 記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
7. 溶銑を加熱および加炭する工程が、溶銑中に不活性ガスを吹き込んで溶銑をバブリングし、溶銑中に酸素を吹き込むことにより溶銑を加熱し、溶銑中に炭材をインジェクションして加炭することからなる請求項 4 記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。

8. 脱硫処理を行う工程が溶銑に脱硫剤と脱酸剤を供給して攪拌することからなる請求項1記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。

9. 炭素未飽和溶銑を精錬する方法は以下の工程からなる：

スラグが分離された溶銑を溶銑精錬容器に装入する工程；

溶銑精錬容器内で溶銑に脱硫剤を供給して攪拌することにより脱硫処理を行う工程；

該脱硫処理を行う工程の前または後において、溶銑を加炭する工程；

脱硫処理が行われた溶銑を脱炭処理炉で脱炭処理を行う工程。

10. 溶銑の加炭が該脱硫処理を行う工程の前に行われる請求項9記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。

11. 溶銑の加炭が該脱硫処理を行う工程の後に行われる請求項9記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。

12. 溶銑を加炭する工程が溶銑を加炭および加熱することからなる請求項9記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。

13. 溶銑を加熱および加炭する工程が、溶銑中に不活性ガスを吹き込んで溶銑をバブリングし、溶銑浴上より酸素を吹き付けることにより溶銑を加熱し、溶銑中に炭材をインジェクションして加炭することからなる請求項12記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。

14. 溶銑を加熱および加炭する工程が、溶銑中に不活性ガスを吹き込んで溶銑をバブリングし、溶銑中に酸素を吹き込むことにより溶銑を加熱し、溶銑中に炭材をインジェクションして加炭することからなる請求項12記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。

15. 脱硫処理を行う工程が溶銑に脱硫剤と脱酸剤を供給して攪拌することからなる請求項9記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
16. 炭素未飽和溶銑を精錬する方法は以下の工程からなる：
少なくとも1基の第1の転炉型反応容器において脱硫処理を行う工程；と
第2の転炉型反応容器において脱炭処理を行う工程。
17. 脱硫処理が溶銑に脱硫剤を添加し、溶銑t当たり $0.05 \text{ Nm}^3/\text{min}$ 以上の攪拌用ガスを吹き込むことからなる請求項16記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
18. 脱硫処理が溶銑に脱硫剤を添加し、溶銑t当たり $2.5 \text{ Nm}^3/\text{min}$ 以下の酸素を供給することからなる請求項16記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
19. 脱硫処理が溶銑に脱硫剤と炭材を供給することからなる請求項16記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
20. 脱硫剤を攪拌用ガス吹込みノズルから吹き込む請求項19記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
21. 炭材を攪拌用ガス吹込みノズルから吹き込む請求項19記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
22. 溶銑が固体鉄源とともに溶銑精錬容器に装入され、送酸と炭材供給を行って固体鉄源を溶解した後、脱硫処理が行われる請求項16記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。
23. 脱硫剤として製鋼スラグまたは製銑スラグを使用して脱硫処理が行われる請求項16記載の炭素未飽和溶銑を精錬する方法。

24. 熔融還元製錬方法は以下の工程からなる：

- (a) 炭材と鉱石とを直接接触させる機能を有する反応炉に炭材と鉱石を装入する工程；
- (b) 前記鉱石の少なくとも一部分が金属化されるまで鉱石を還元する工程、金属化された金属を少なくとも一部含む鉱石が製造される；
- (c) 前記の還元工程 (b) からの炭材と金属化された金属を少なくとも一部含む鉱石とを、金属浴型製錬炉に装入する工程；
- (d) 前記金属浴型製錬炉内に酸素 20 % 以上含有するガスを吹き込んで熔融金属を製造する工程。

25. 更に、炭材と予備還元された鉱石を金属浴型製錬炉に装入する工程を有する請求項 24 記載の熔融還元製錬方法。

26. 反応炉に装入される炭材が反応炉に装入された鉱石の全量を還元して金属化するのに化学量論的に十分な量である請求項 24 記載の熔融還元製錬方法。

27. 反応炉がロータリーキルン型反応炉又はロータリーハース型反応炉である請求項 24 記載の熔融還元製錬方法。

28. 熔融還元製錬方法は以下の工程からなる：

- (a) 炭材と鉱石とを直接接触させる機能を有する反応炉に炭材と鉱石を装入する工程；
- (b) 前記反応炉において、前記鉱石を部分的に還元し、前記炭材の揮発分が 20 % 未満になるまで脱揮する工程；
- (c) 前記の工程 (b) からの脱揮された炭材と部分的に還元された鉱石とを、金属浴型製錬炉に装入する工程；
- (d) 前記金属浴型製錬炉内に酸素 20 % 以上含有するガスを吹き込んで熔融金属を製造する工程。

29. 溶融還元製錬方法は以下の工程からなる：

少なくとも一部が脱揮された炭材を準備する工程；

金属浴型製錬炉に前記炭材と鉍石を装入する工程；と

金属浴型製錬炉内に酸素20%以上含有するガスを吹き込んで溶融金属を製造する工程。

30. 前記鉍石が予熱または予備還元された鉍石である請求項29記載の溶融還元製錬方法。

31. 溶融還元製錬方法は以下の工程からなる：

金属酸化物と金属水酸化物からなるグループから選択された少なくとも一つを含む原料、並びに造滓材を溶融還元炉に装入する工程；

石炭とコークスからなるグループから選択された少なくとも一つとオイルコークスと廃プラスチックからなるグループから選択された少なくとも一つを燃料及び還元材として溶融還元炉に供給する工程；

前記燃料及び還元材を酸素含有ガスで燃焼させた熱により前記原料及び前記造滓材を加熱し溶融させる工程。

32. 更に、前記燃料及び還元材、前記原料、及び前記造滓材に含有されて前記溶融還元炉内に持ち込まれる全硫黄量を、前記溶融還元炉内で生成する溶融金属1 t o n 当たり20 k g 以下に制限する工程を有する請求項31記載の溶融還元製錬方法。

33. オイルコークスの溶融還元炉への供給が下記の条件を満足する請求項31記載の溶融還元製錬方法：

(a) 前記オイルコークスの供給は、前記溶融還元炉内スラグ浴表面より2 m 以上の高さ位置から行なう；

(b) 前記オイルコークスの供給は、前記溶融還元炉内の雰囲気ガ

スが1000℃以上である前記雰囲気内位置から行なう；

(c) 前記オイルコークスの供給は、投入シュートからキャリアーガスで送出して行ない、且つ、前記投入シュート1個当たりから装入される前記オイルコークス(P)、並びに、当該オイルコークスに随伴して送出される、当該オイルコークス以外の炭材(Q)、前記原料(R)及び前記造滓材(S)からなる全固形物質(P+Q+R+S)の鉛直下向き運動量が、100kgm/s以上となるように行われる。

34. 廃プラスチックの溶融還元炉への供給が下記の条件を満足する請求項31記載の溶融還元製鉄方法：

(a) 前記廃プラスチックの供給は、前記溶融還元炉内スラグ浴表面より2m以上の高さ位置から行なう；

(b) 前記廃プラスチックの供給は、前記溶融還元炉内の雰囲気ガスが1000℃以上である前記雰囲気内位置から行なう；

(c) 前記廃プラスチックの供給は、投入シュートからキャリアーガスで送出して行ない、且つ、前記投入シュート1個当たりから装入される前記廃プラスチック(P)、並びに、当該廃プラスチックに随伴して送出される、当該廃プラスチック以外の炭材(Q)、前記原料(R)及び前記造滓材(S)からなる全固形物質(P+Q+R+S)の鉛直下向き運動量が、100kgm/s以上となるように行われる。

35. 高炉、鉄浴型溶融還元炉及び焼結機を備えた製鉄方法において、焼結機で製造された焼のうち、粒度の大きい焼結鉱を高炉に供給し、粒度の小さい焼結鉱を鉄浴型溶融還元炉に供給することを特徴とする製鉄方法。

36. 高炉及び鉄浴型溶融還元炉を備えた製鉄方法において、製鉄用コークスのうち、粒度の大きいコークスを高炉に供給し、粒度の小さいコークスを鉄浴型溶融還元炉に供給することを特徴とする製鉄方法。

37. 高炉、鉄浴型溶融還元炉及び焼結機を備えた製鉄方法において、焼結機で製造された焼結鉱のうち、粒度の大きい焼結鉱を高炉に供給し、粒度の小さい焼結鉱を鉄浴型溶融還元炉に供給するとともに、製鉄用コークスのうち、粒度の大きいコークスを高炉に供給し、粒度の小さいコークスを鉄浴型溶融還元炉に供給することを特徴とする製鉄方法。

THIS PAGE BLANK (USPTO)

A. 発明の属する分野の分類 (国際特許分類 (IPC))

Int. Cl.[°] C21C1/02, C21B11/00

B. 調査を行った分野

調査を行った最小限資料 (国際特許分類 (IPC))

Int. Cl.[°] C21C1/02, C21B11/00, C21C5/28, C21C7/00, C21B5/00

最小限資料以外の資料で調査を行った分野に含まれるもの

日本国実用新案公報	1926	—	1996	年
日本国公開実用新案公報	1971	—	1998	年
日本国登録実用新案公報	1994	—	1998	年
日本国実用新案登録公報	1996	—	1998	年

国際調査で使用した電子データベース (データベースの名称、調査に使用した用語)

JOIS ヨウユウカンゲン&, ダツリュウ&, カタン&, テンロ&

C. 関連すると認められる文献

引用文献の カテゴリー*	引用文献名 及び一部の箇所が関連するときは、その関連する箇所の表示	関連する 請求の範囲の番号
A X	J P, 7-316618, A (日本鋼管株式会社), 5. 12月. 1995 (05. 12. 95) (ファミリーなし)	1-15 16-23
A	科学技術庁金属材料技術研究所研究報告集, Vol. 8, PP. 83-99 (1987)	1-27
A	J P, 2-232312, A (川崎製鉄株式会社), 14. 9月. 1990 (14. 09. 90) (ファミリーなし)	1-27
A	J P, 1-147012, A (住友金属工業株式会社), 8. 6月. 1989 (08. 06. 89) (ファミリーなし)	16-27
A	steel research, Vol. 63, No. 7, PP. 281-290 (1992)	28-30

☒ C欄の続きにも文献が列举されている。☐ パテントファミリーに関する別紙を参照。

* 引用文献のカテゴリー

「A」 特に関連のある文献ではなく、一般的技術水準を示すもの

「E」 国際出願日前の出願または特許であるが、国際出願日以後に公表されたもの

「L」 優先権主張に疑義を提起する文献又は他の文献の発行日若しくは他の特別な理由を確立するために引用する文献 (理由を付す)

「O」 口頭による開示、使用、展示等に言及する文献

「P」 国際出願日前で、かつ優先権の主張の基礎となる出願

の日の後に公表された文献

「T」 国際出願日又は優先日後に公表された文献であって出願と矛盾するものではなく、発明の原理又は理論の理解のために引用するもの

「X」 特に関連のある文献であって、当該文献のみで発明の新規性又は進歩性がないと考えられるもの

「Y」 特に関連のある文献であって、当該文献と他の1以上の文献との、当業者にとって自明である組合せによって進歩性がないと考えられるもの

「&」 同一パテントファミリー文献

国際調査を完了した日

16. 03. 99

国際調査報告の発送日

23.03.99

国際調査機関の名称及びあて先

日本国特許庁 (ISA/JP)

郵便番号100-8915

東京都千代田区霞が関三丁目4番3号

特許庁審査官 (権限のある職員)

刑 部 俊 印

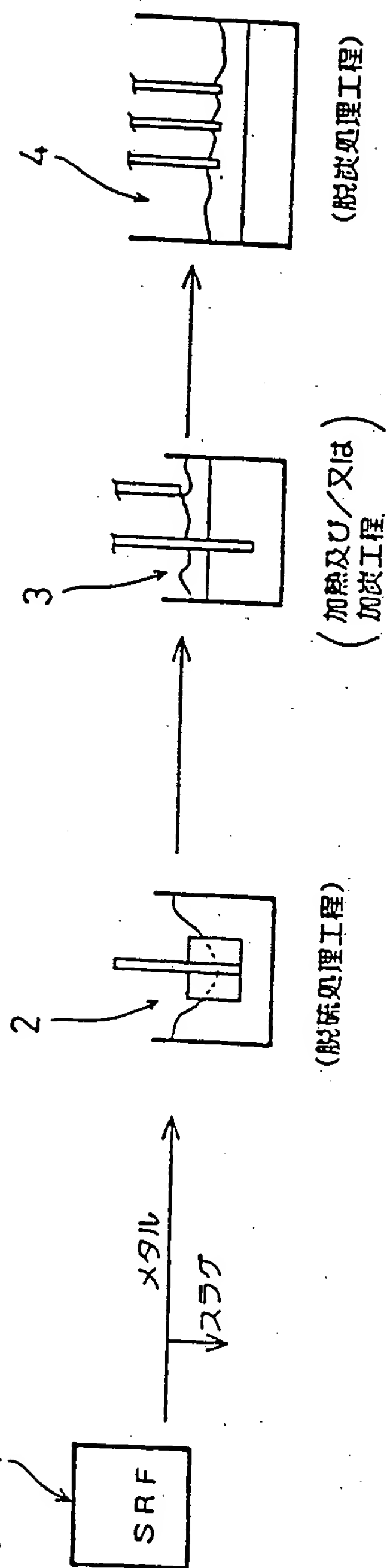
4 K

8719

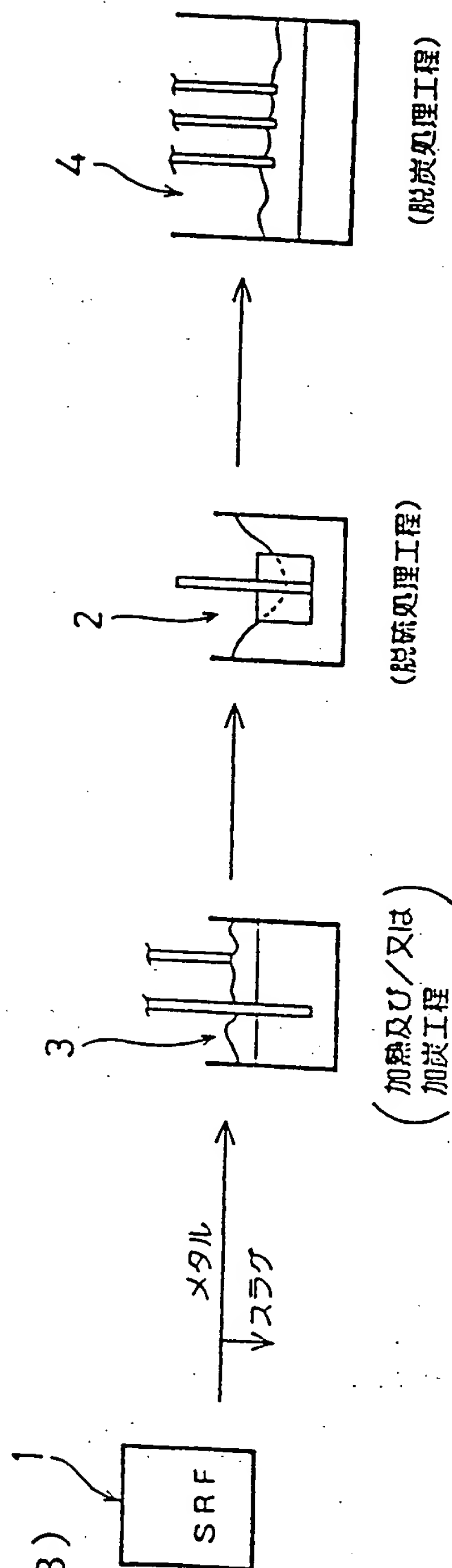
電話番号 03-3581-1101 内線 3435

C (続き) . 関連すると認められる文献		
引用文献の カテゴリー*	引用文献名 及び一部の箇所が関連するときは、その関連する箇所の表示	関連する 請求の範囲の番号
X	JP, 6-271919, A (新日本製鐵株式会社) 27. 9月. 1994 (27. 09. 94) (ファミリーなし)	28-30
A	JP, 9-227919, A (川崎製鐵株式会社) 2. 9月. 1997 (02. 09. 97) (ファミリーなし)	28-30
A	JP, 2-73911, A (新日本製鐵株式会社) 13. 3月. 1990 (13. 03. 90) (ファミリーなし)	28-30
A	JP, 4-83815, A (新日本製鐵株式会社) 17. 3月. 1992 (17. 03. 92) (ファミリーなし)	28-30, 35-37
A	JP, 49-93209, A (株式会社十全商会) 5. 9月. 1974 (05. 09. 74) (ファミリーなし)	31-33
X A	JP, 9-217105, A (住友金属工業株式会社) 19. 8月. 1997 (19. 08. 97) (ファミリーなし)	31 32, 34
A	WO, 96/08328, A (アイコー株式会社) 21. 3月. 1996 (21. 03. 96) (ファミリーなし)	31, 32, 34
A	JP, 9-143525, A (川崎製鐵株式会社) 3. 6月. 1997 (03. 06. 97) (ファミリーなし)	35-37
A	JP, 56-115670, A (株式会社日立製作所) 10. 9月. 1981 (10. 09. 81) (ファミリーなし)	35-37
A	JP, 1-152211, A (川崎重工業株式会社) 14. 6月. 1989 (14. 06. 89) (ファミリーなし)	35-37
A	JP, 9-256009, A (川崎製鐵株式会社) 30. 9月. 1997 (30. 09. 97) (ファミリーなし)	35-37

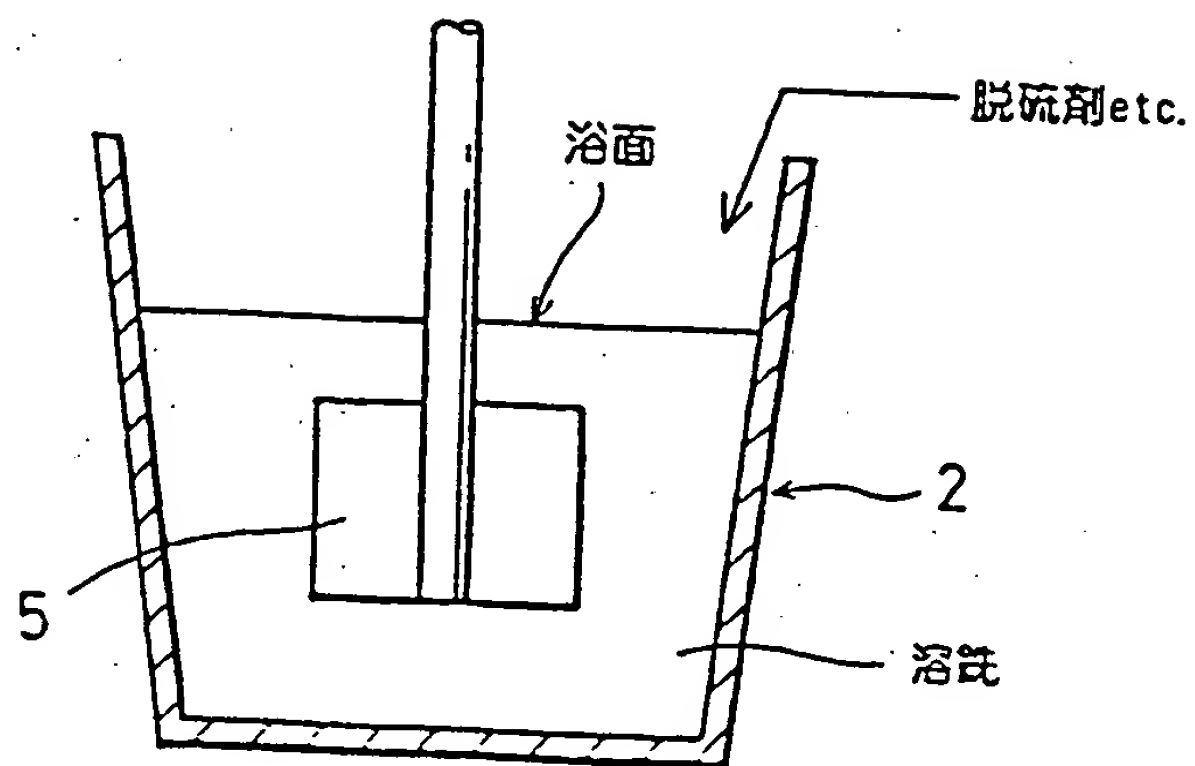
第1図(A)



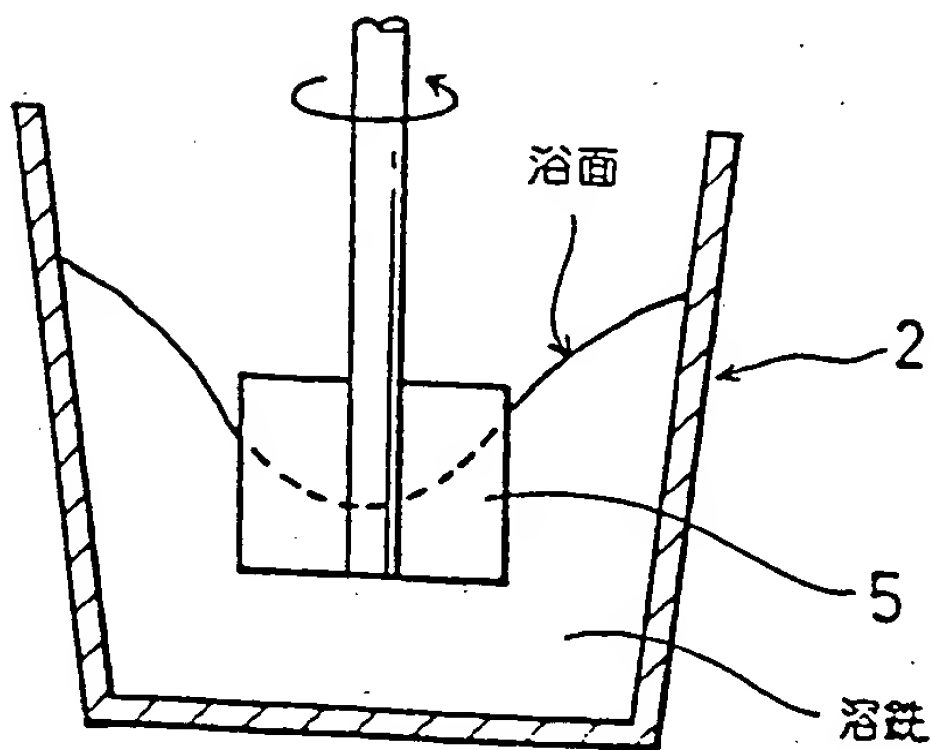
第1図(B)



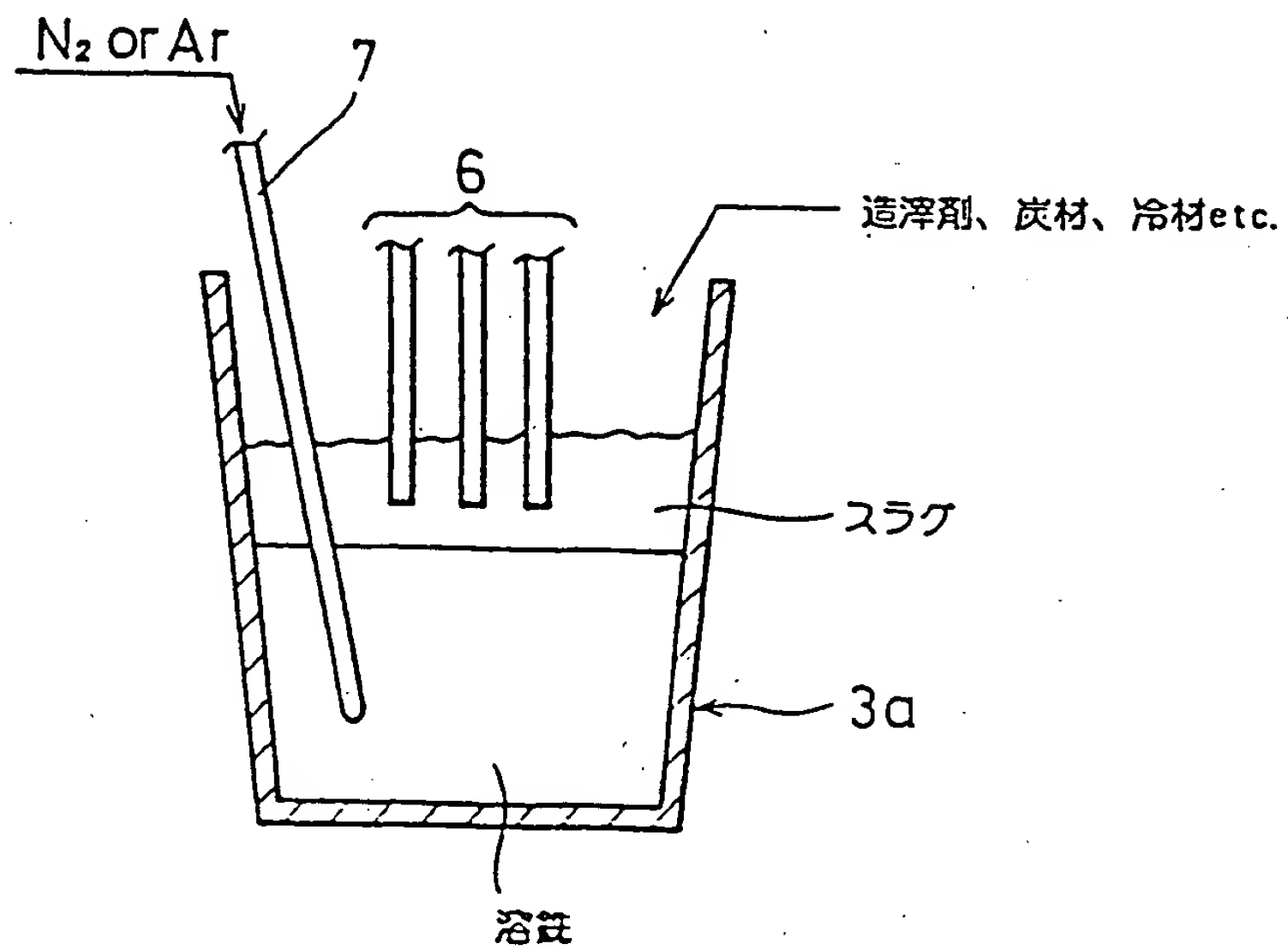
第2図 (A)



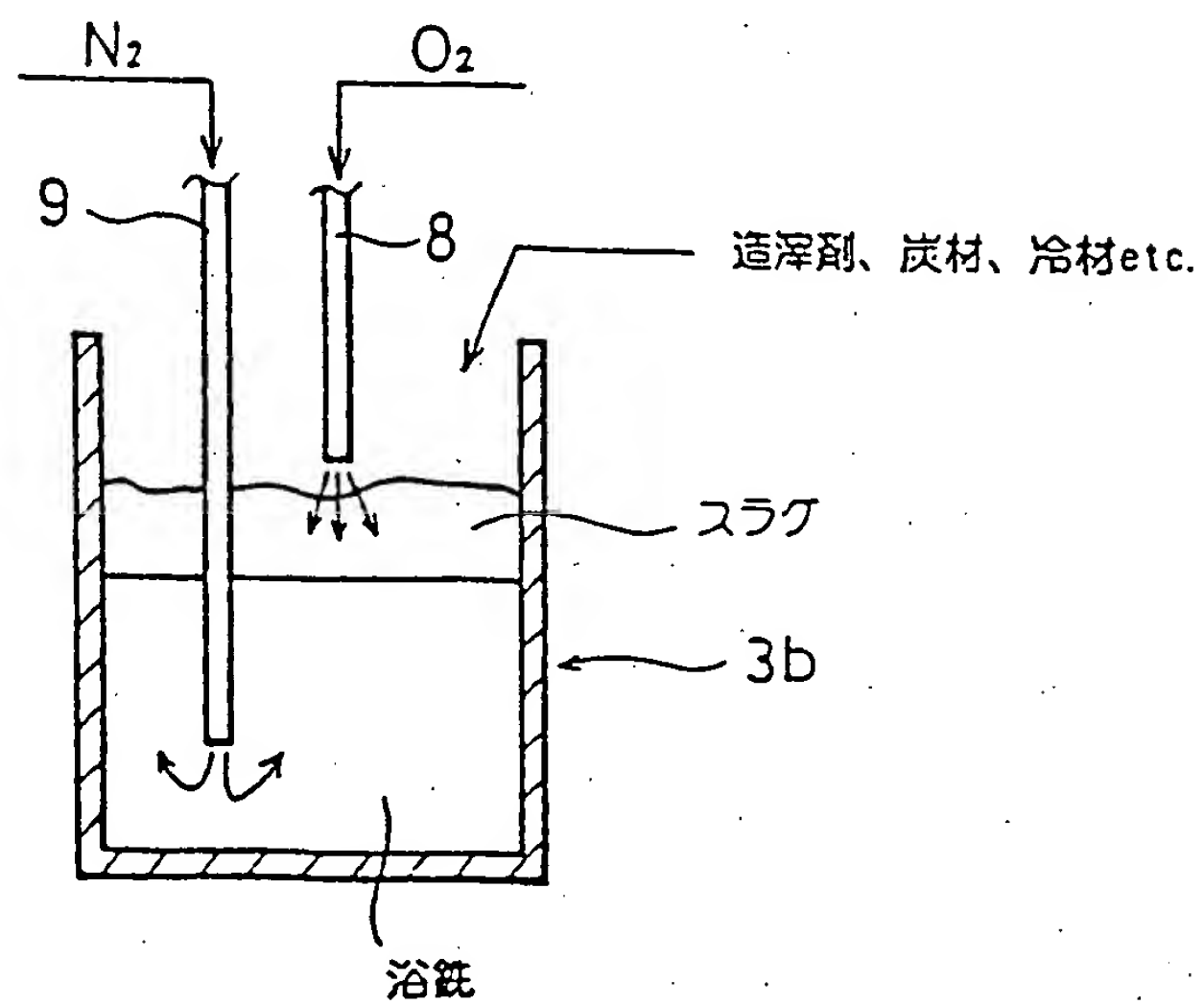
第2図 (B)



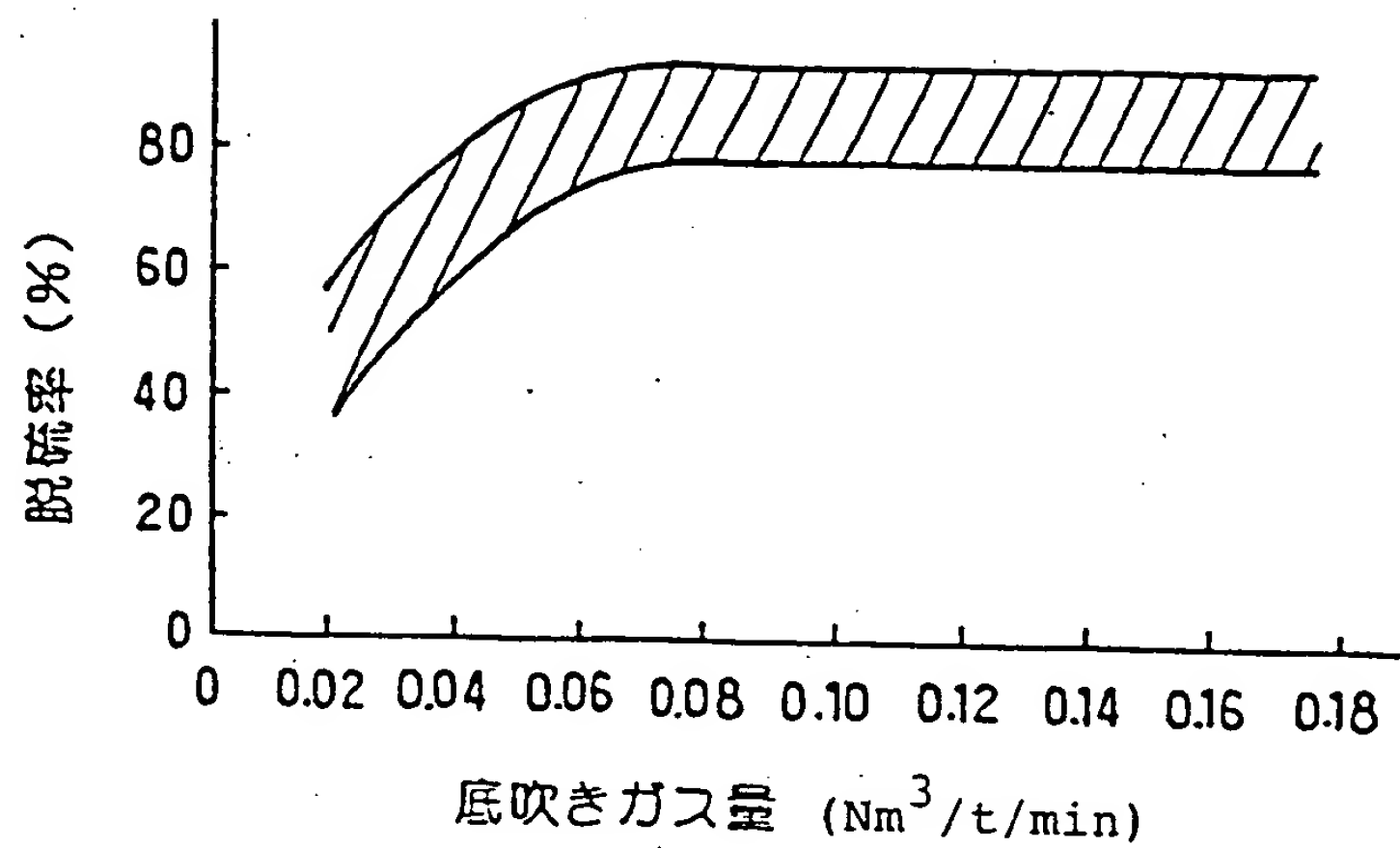
第3図



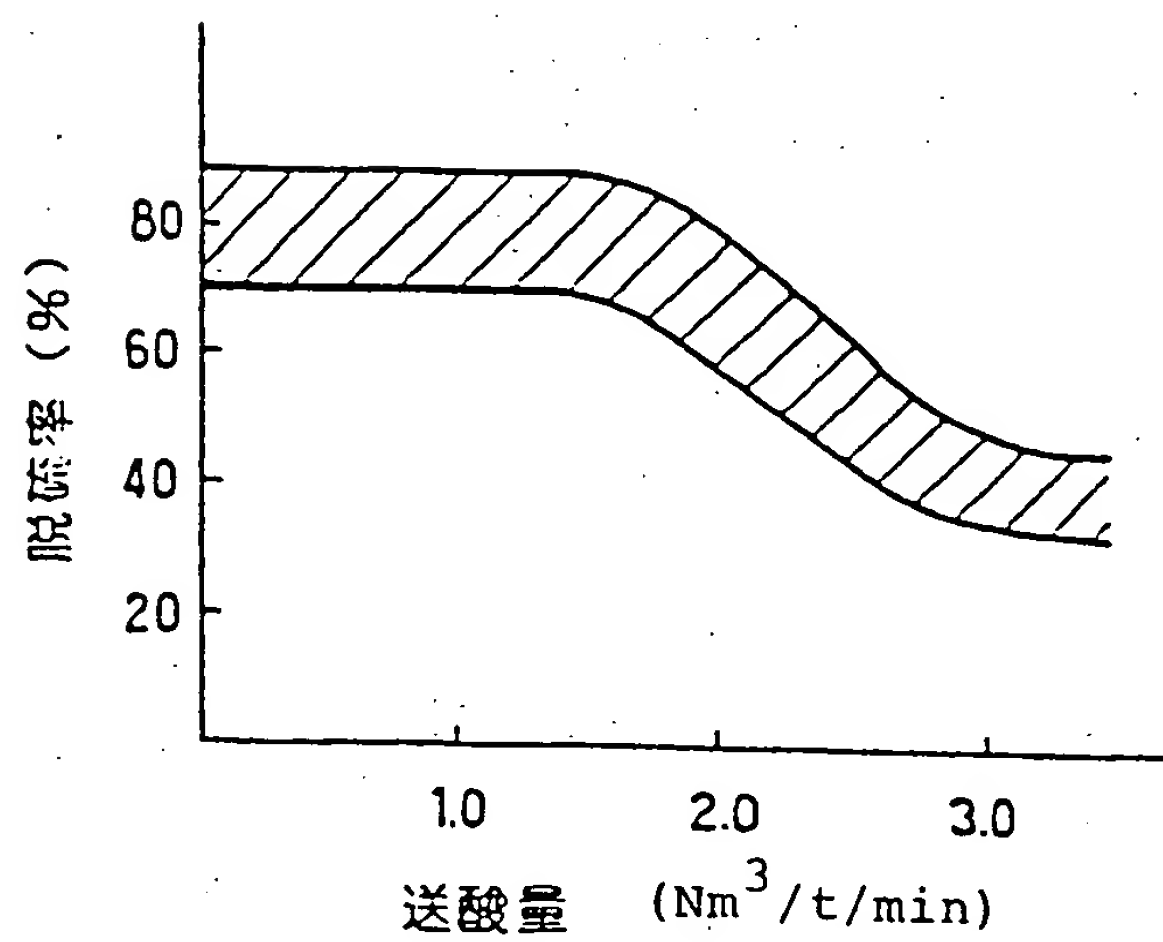
第4図



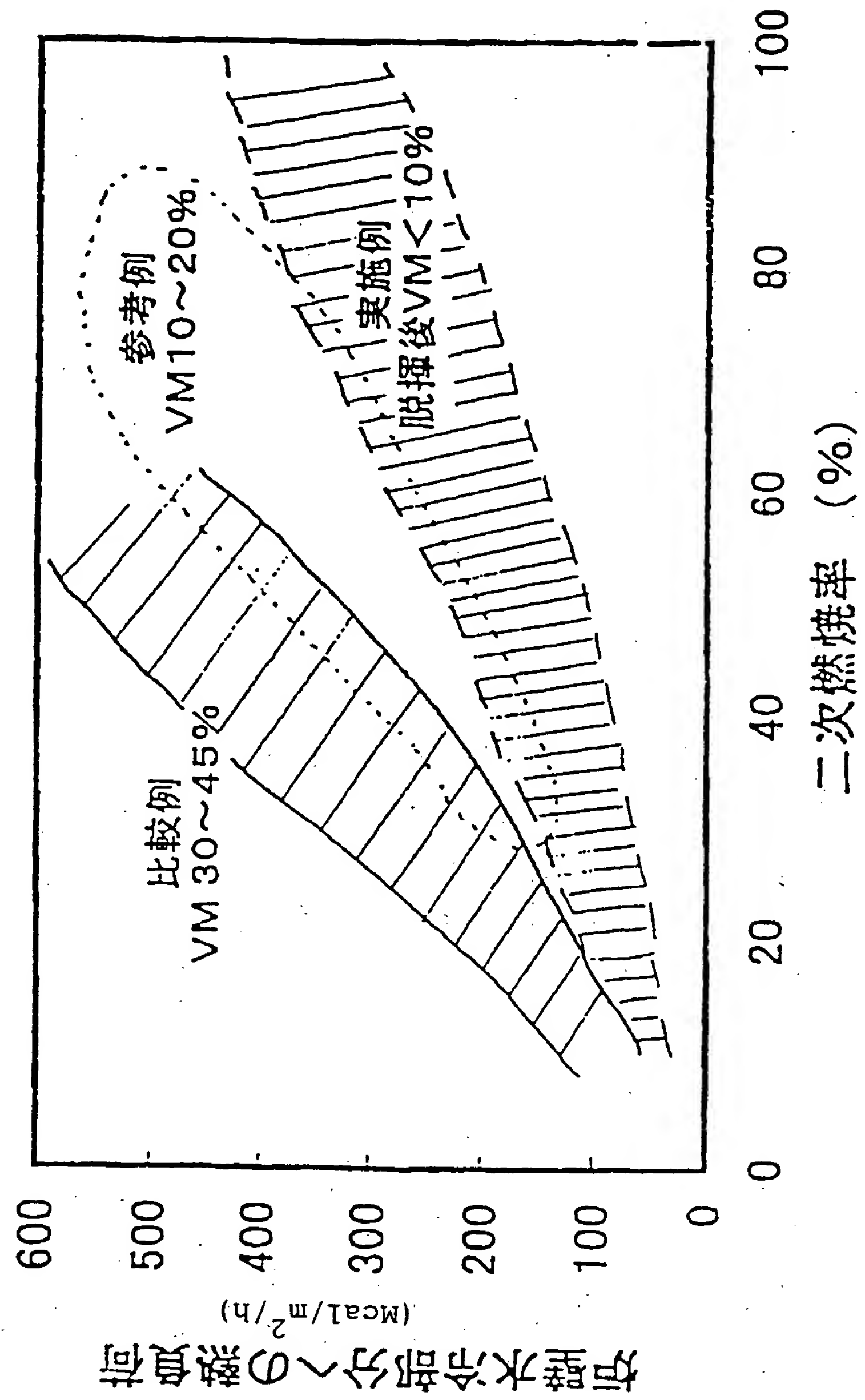
第5図



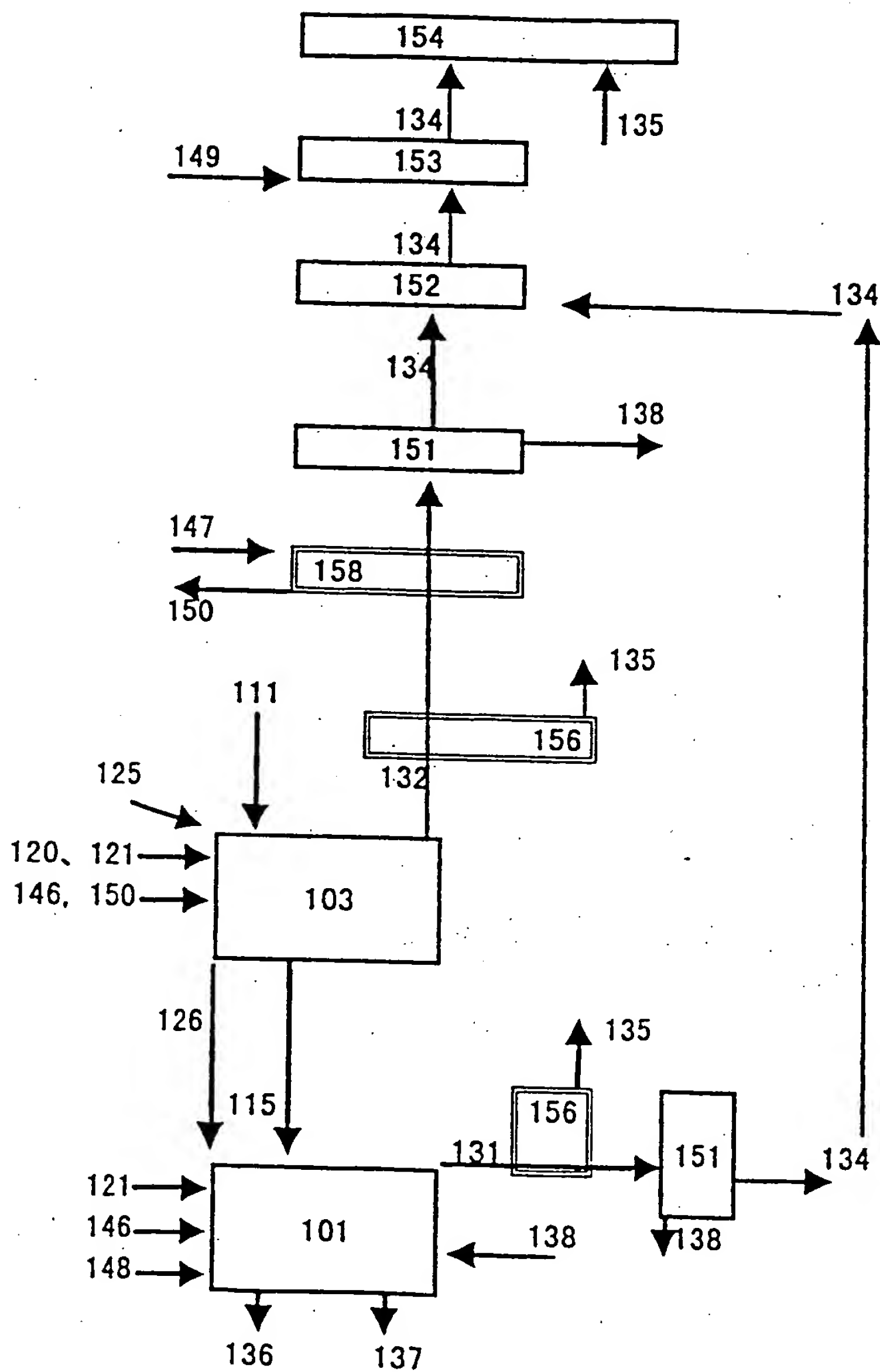
第6図



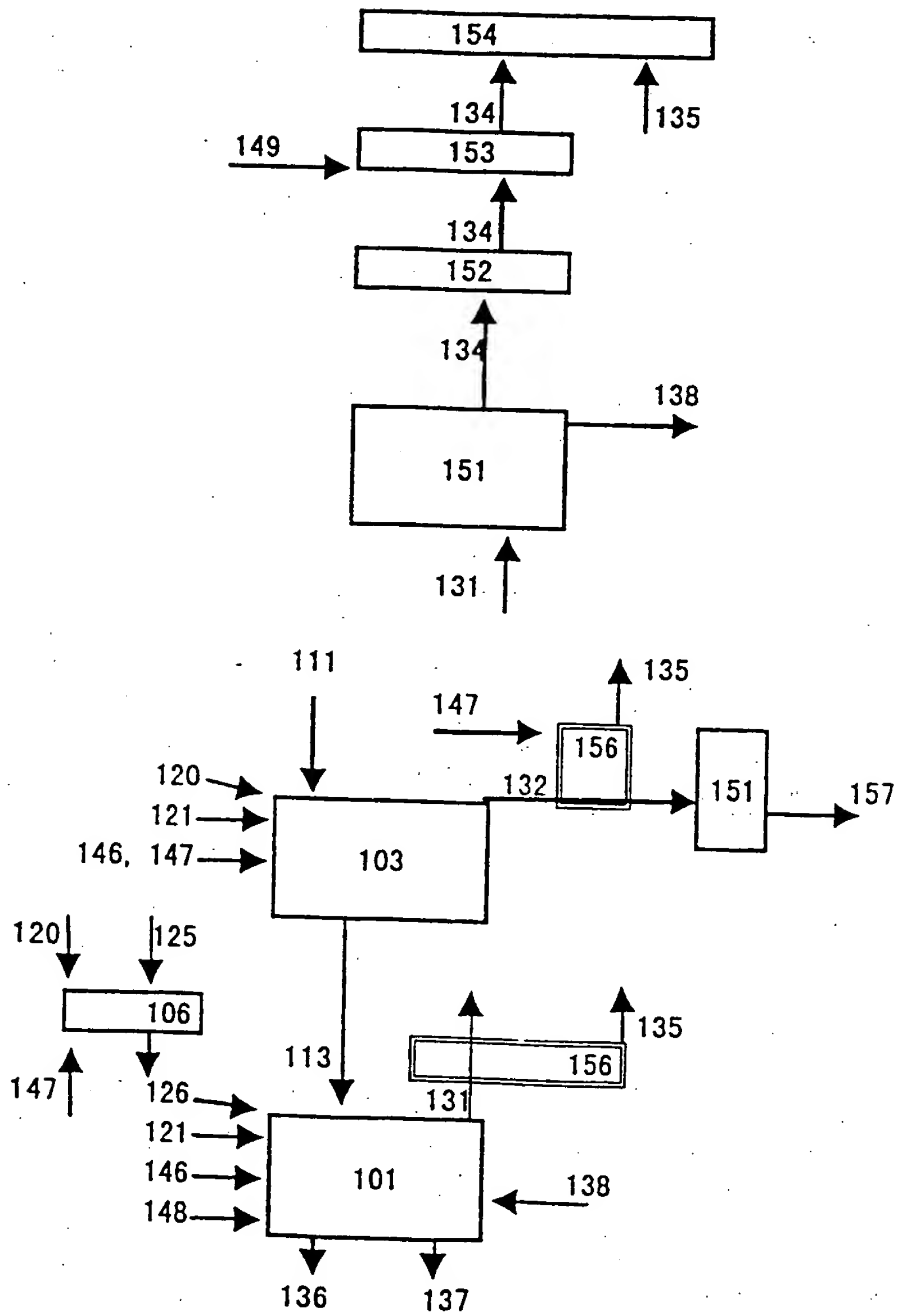
第7図



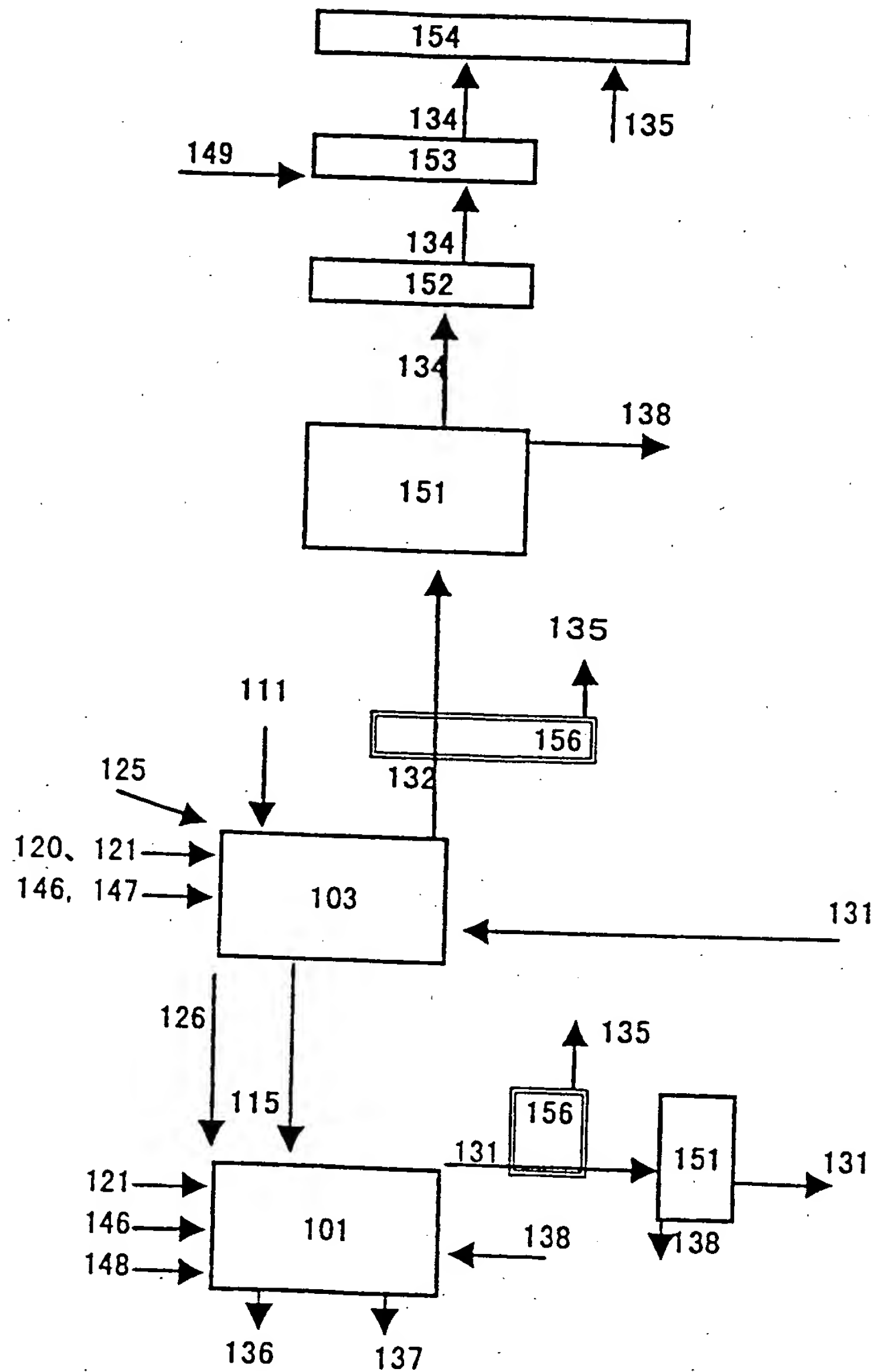
第8図

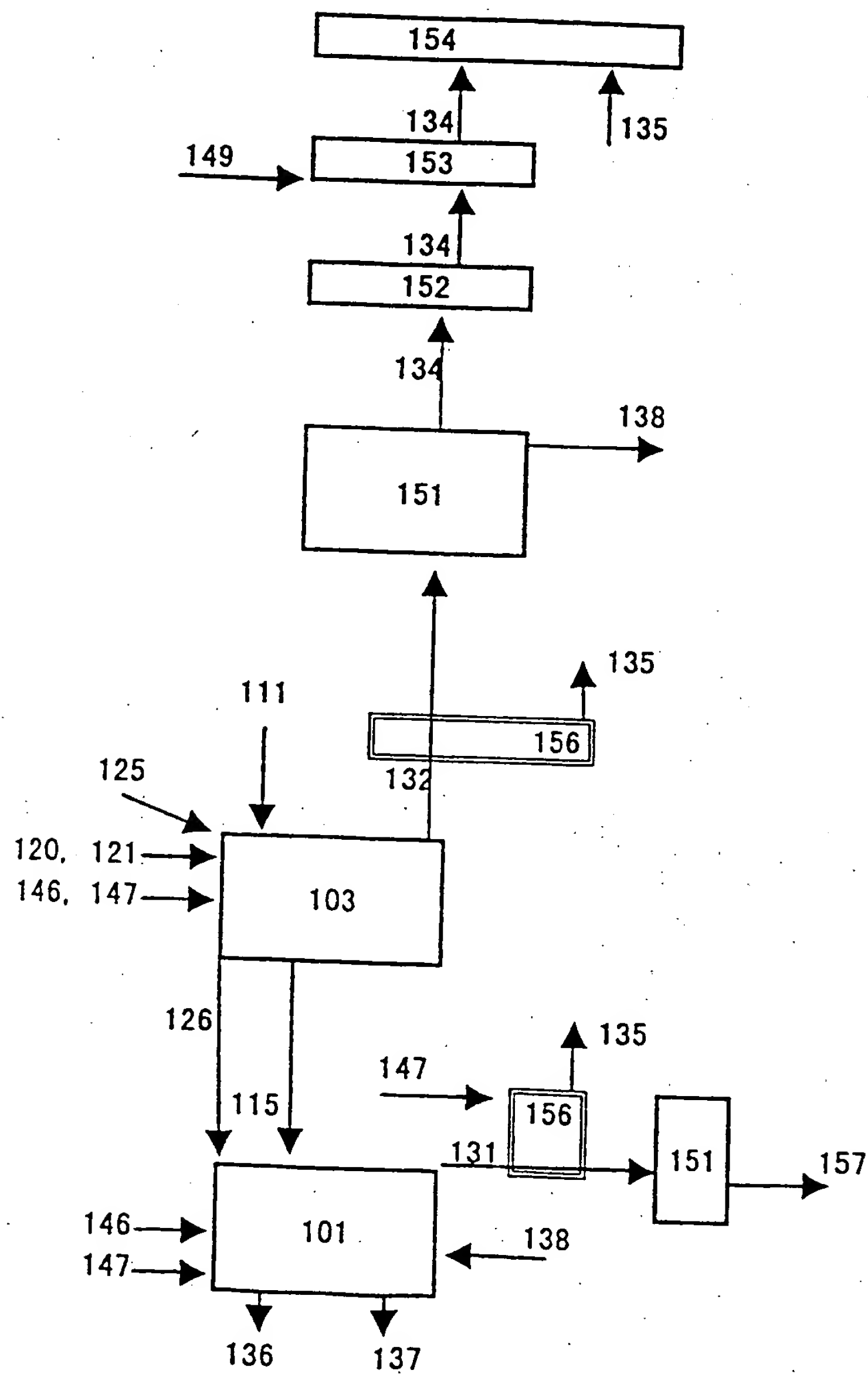


第 9 図

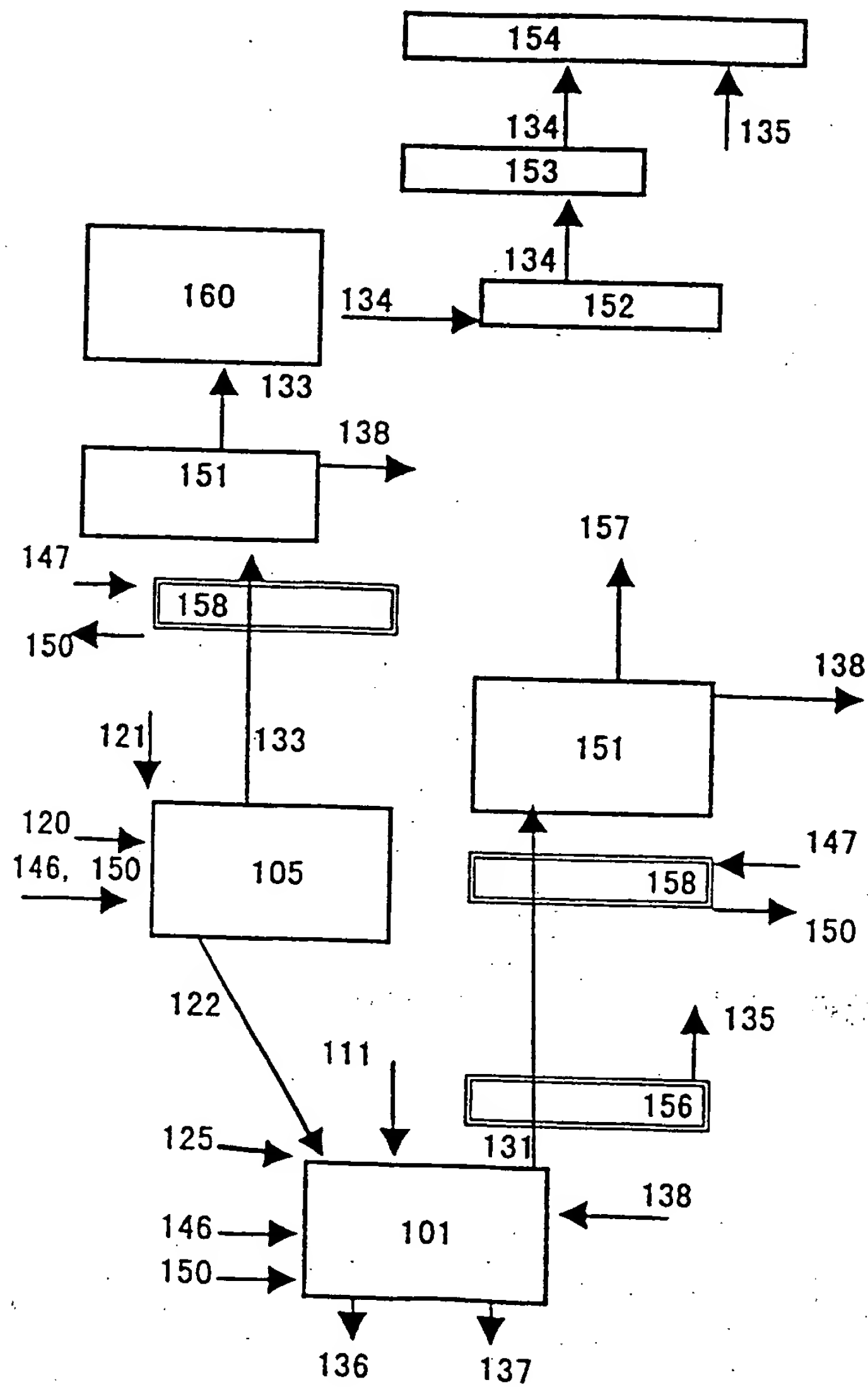


第 10 図

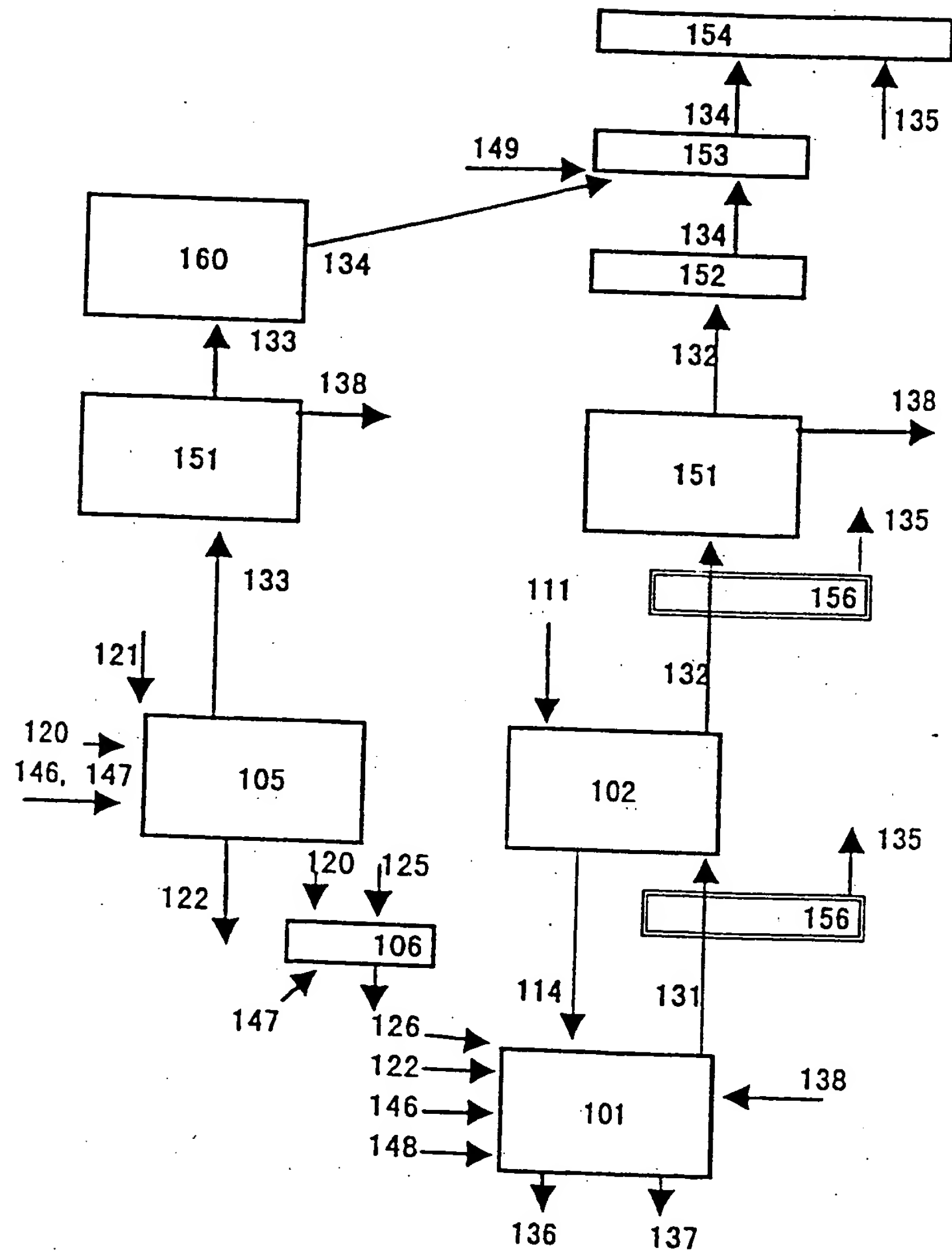




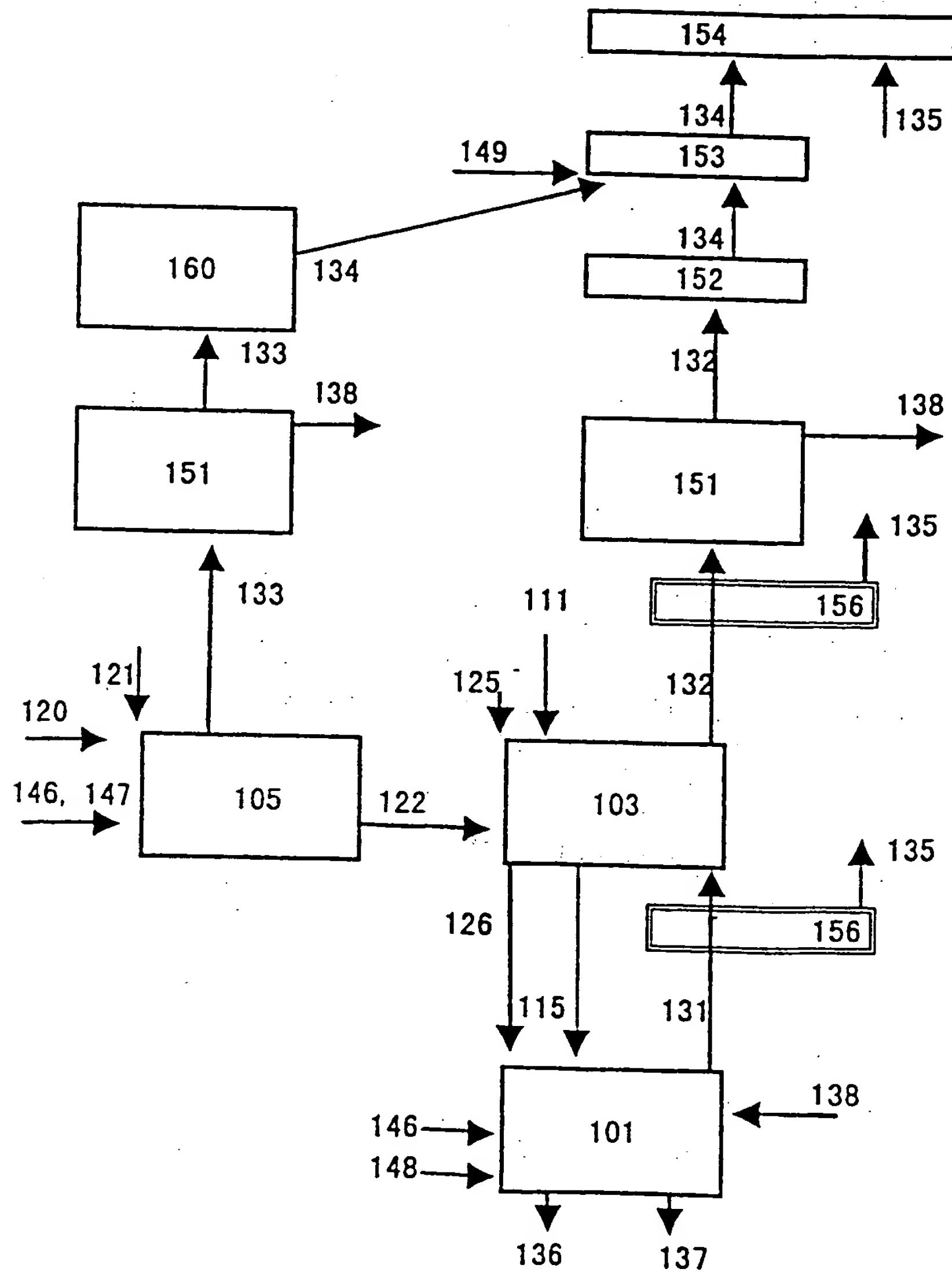
第 1 2 図



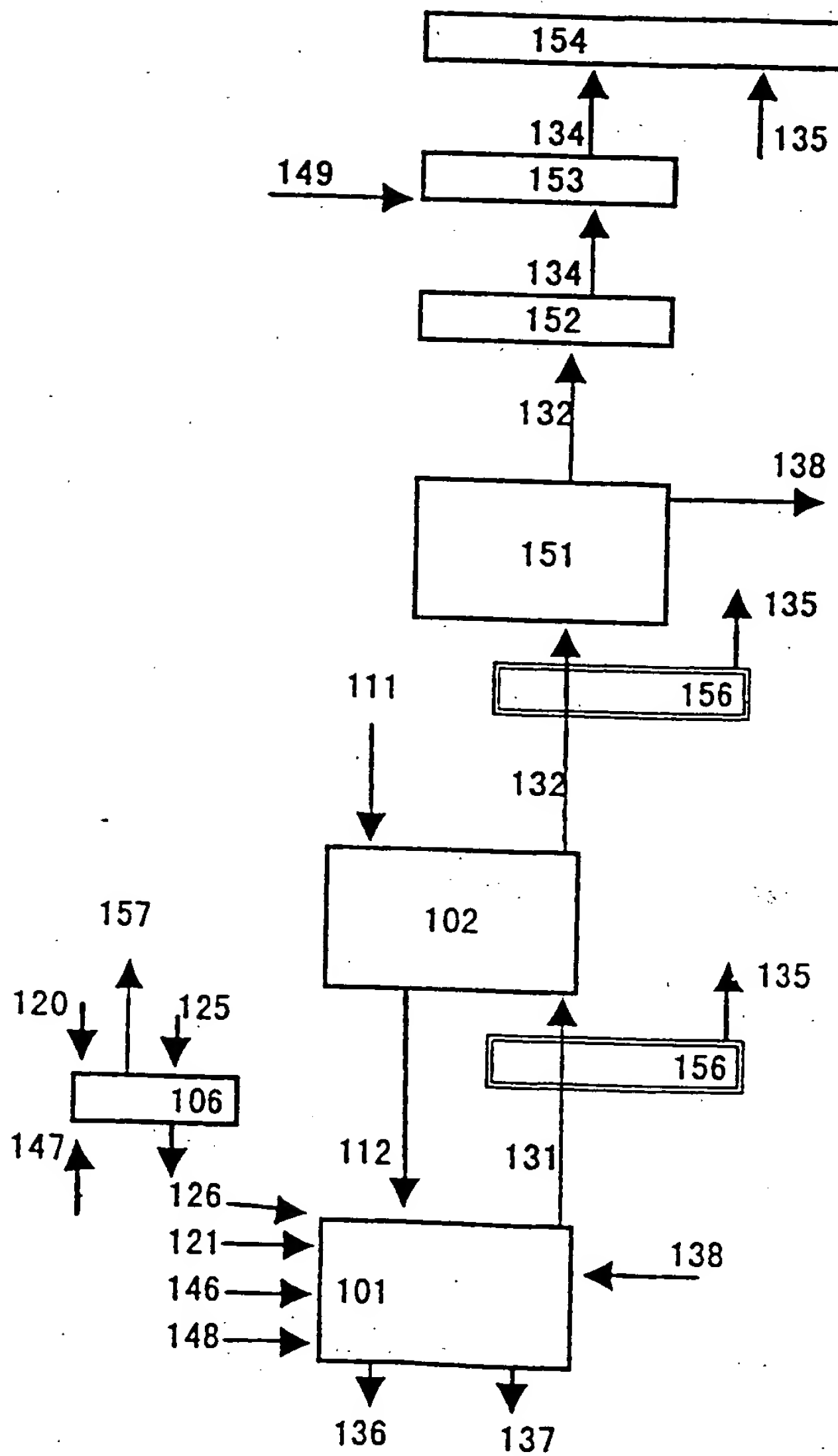
第 1 3 図



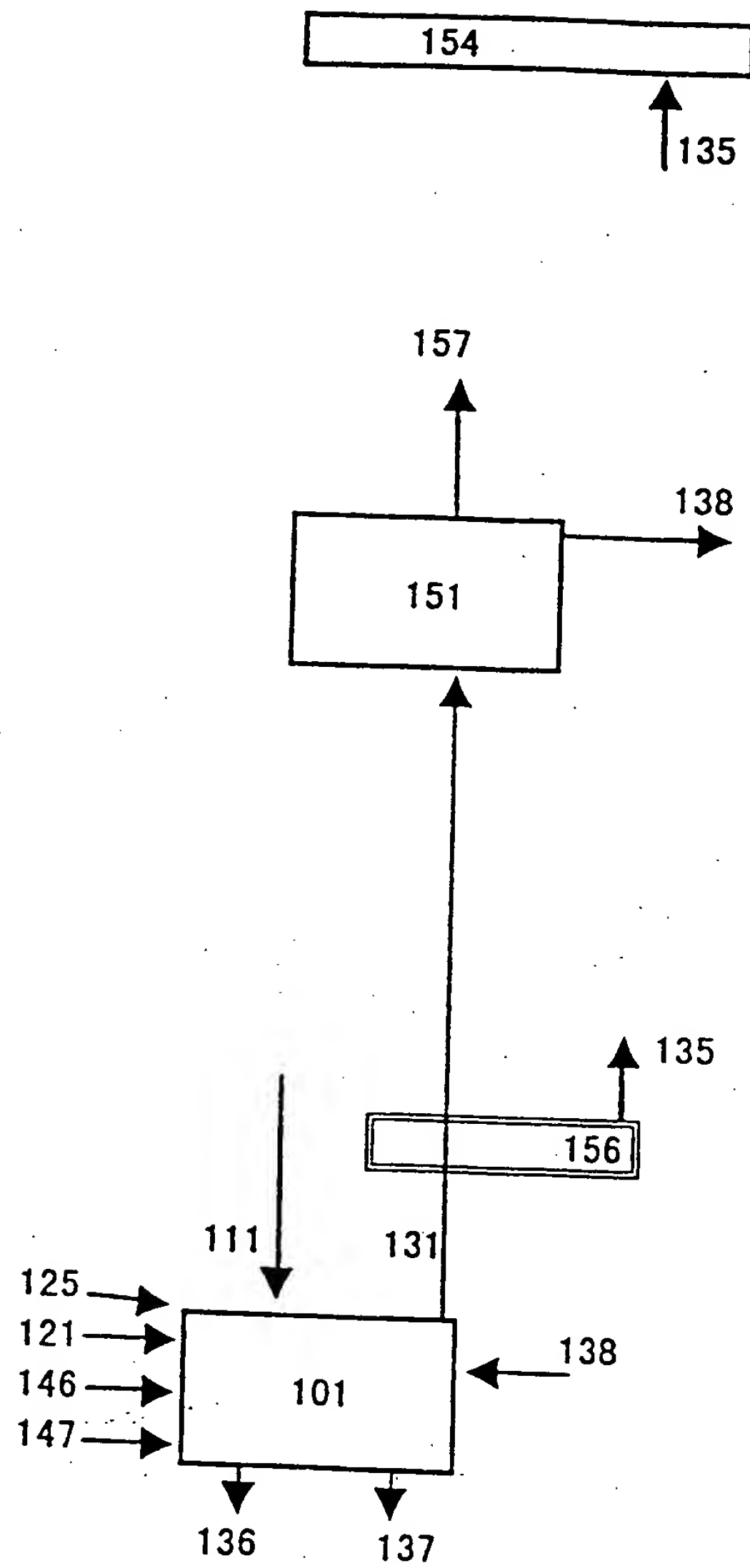
第 1 4 図



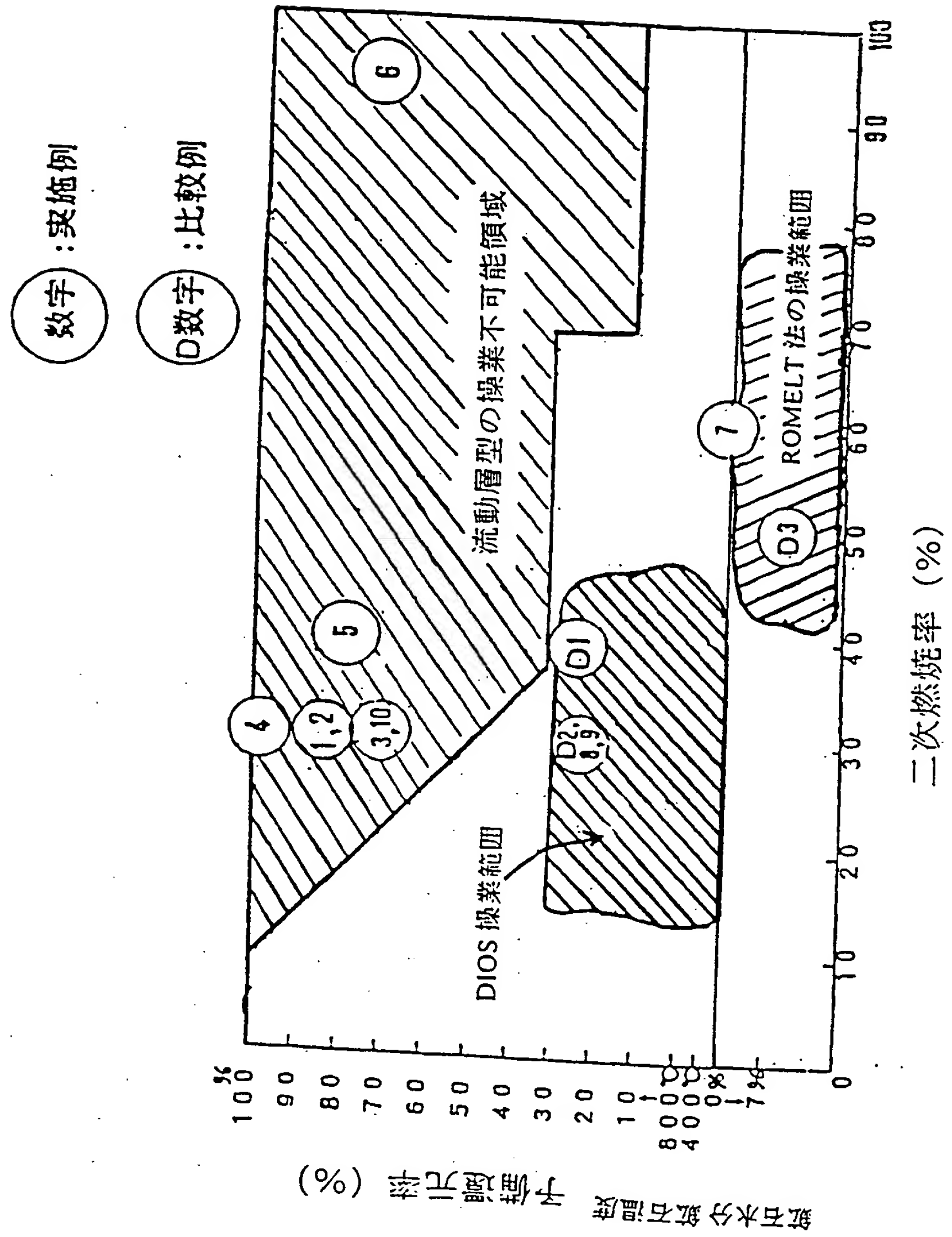
第 15 図



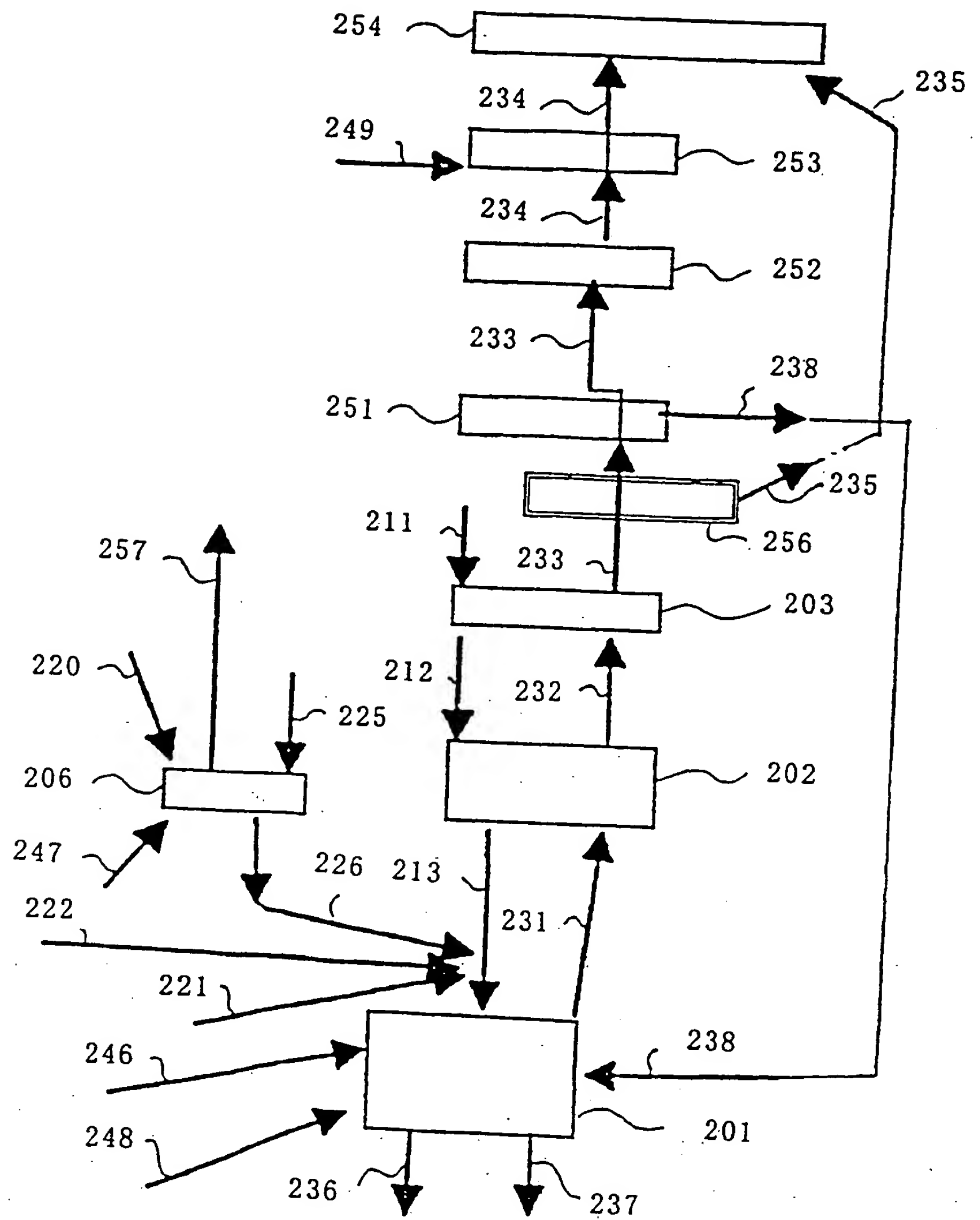
第 16 図



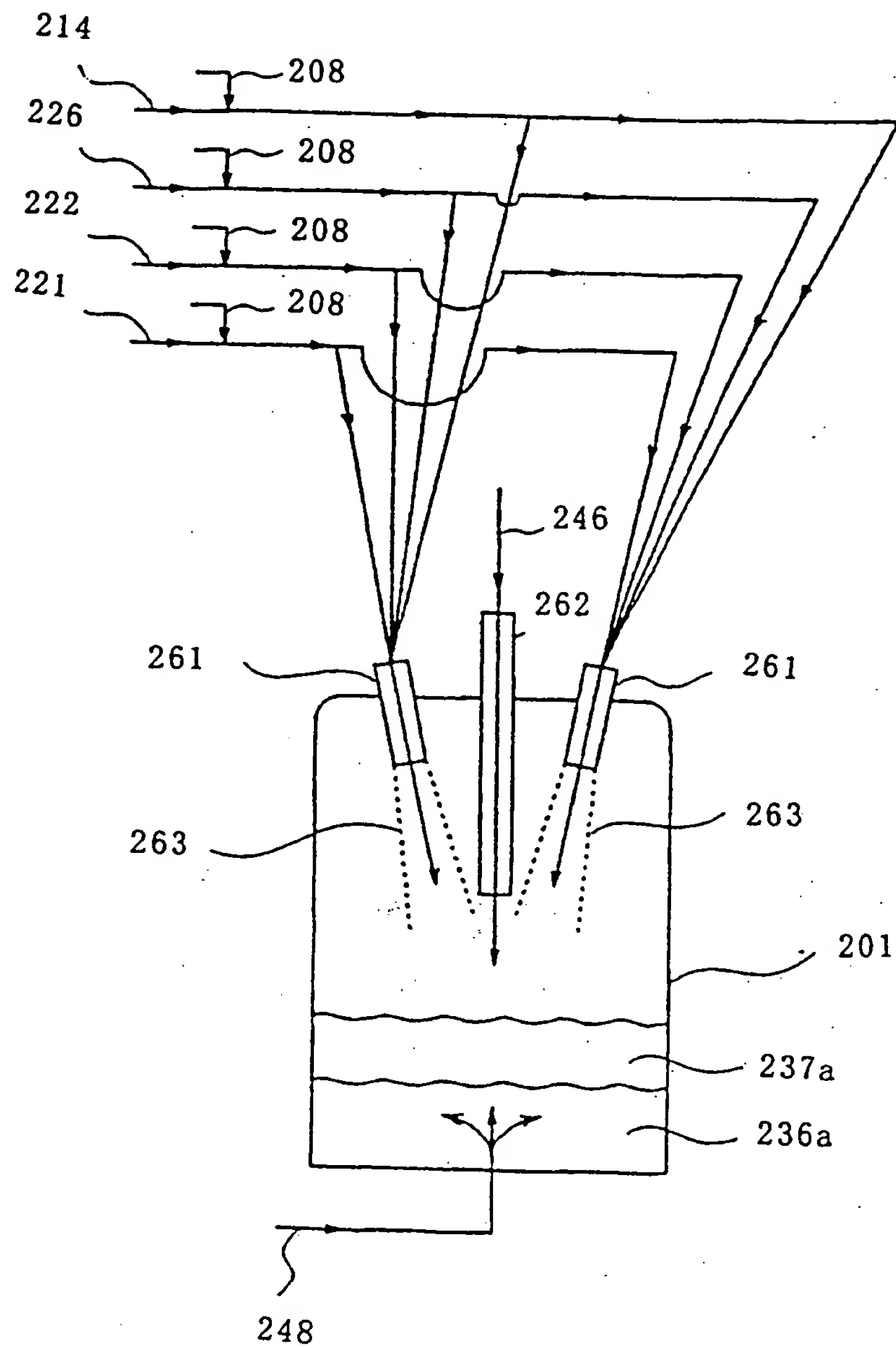
第17図



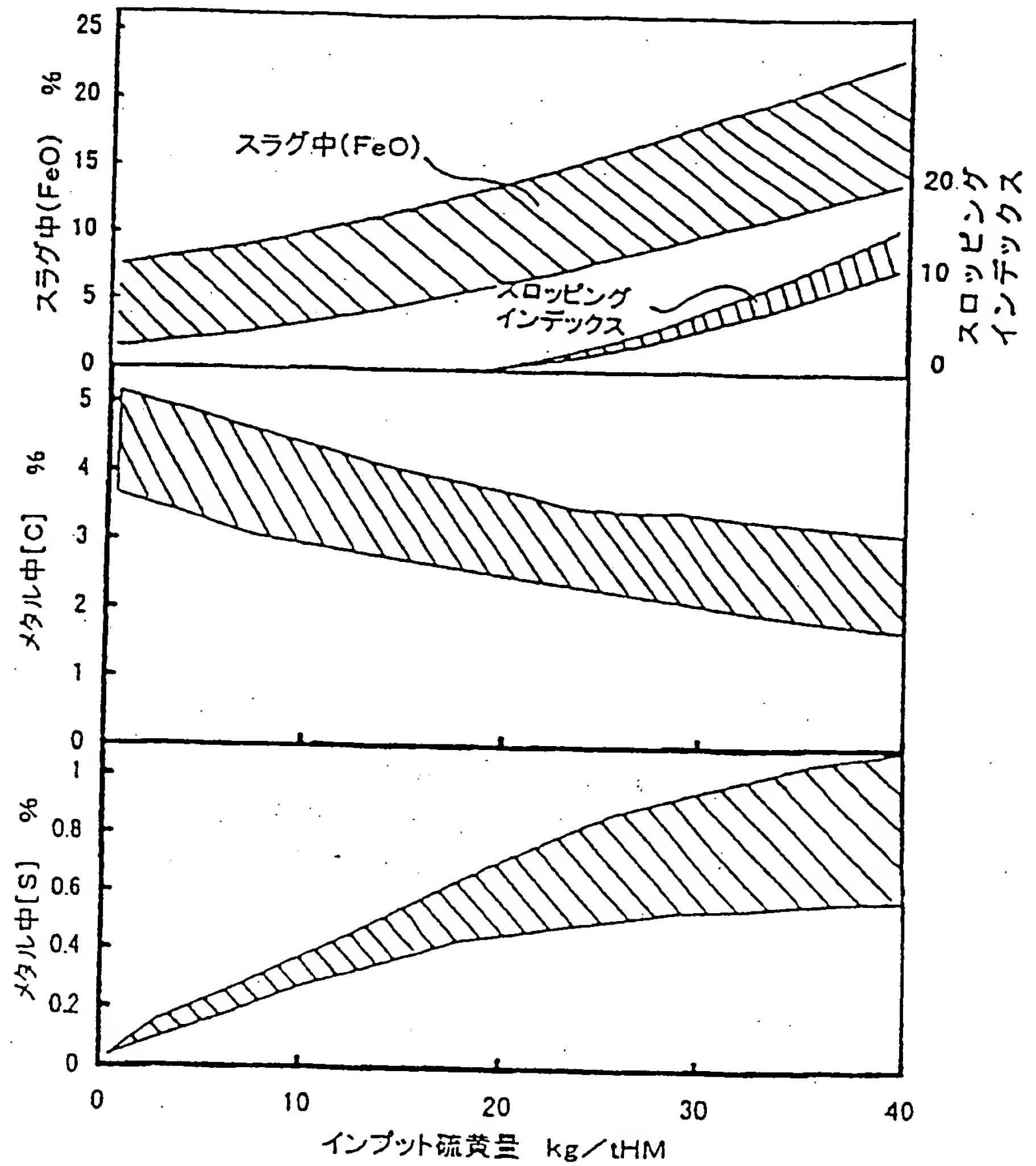
第 18 図



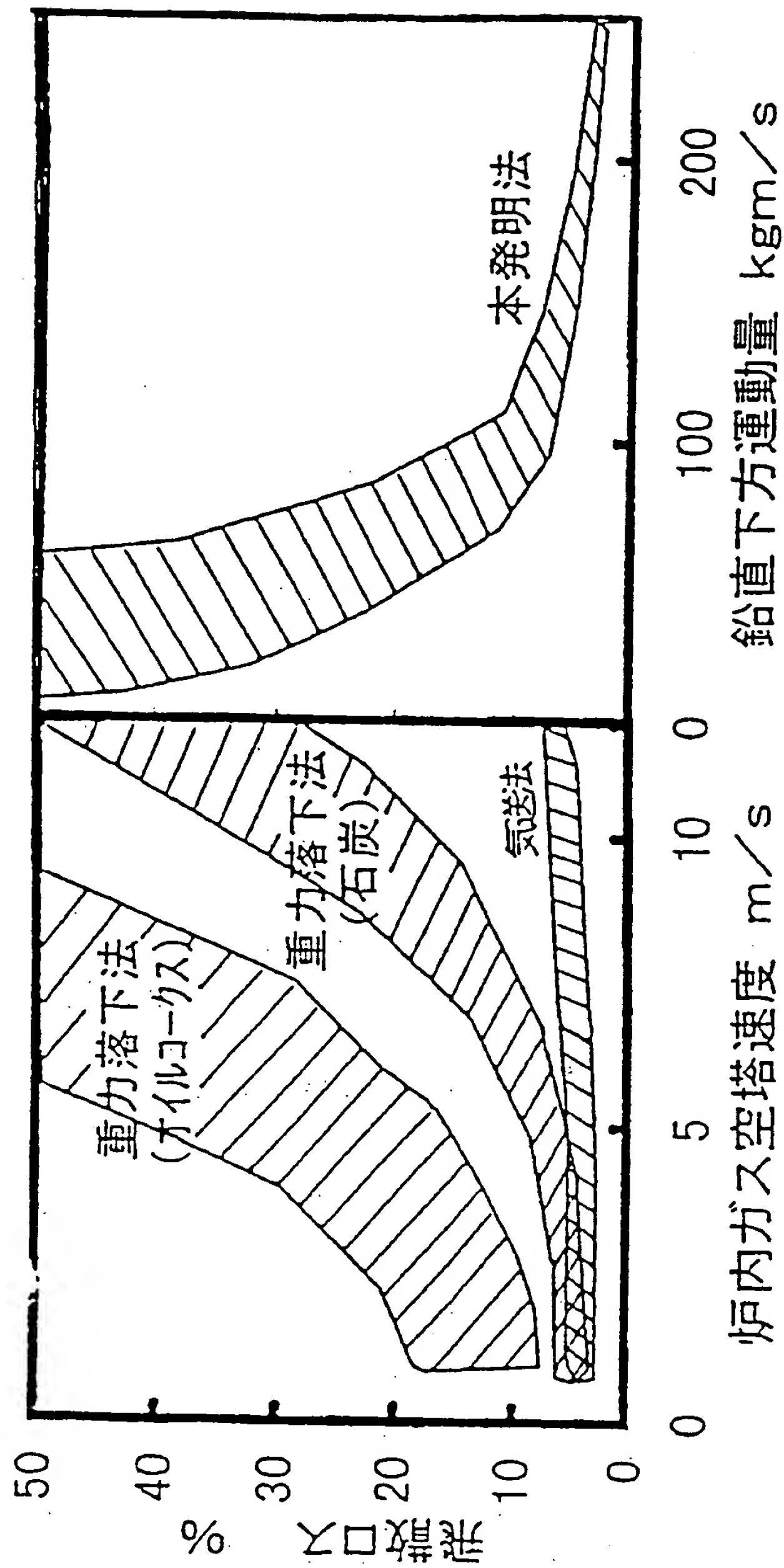
第 1 9 図



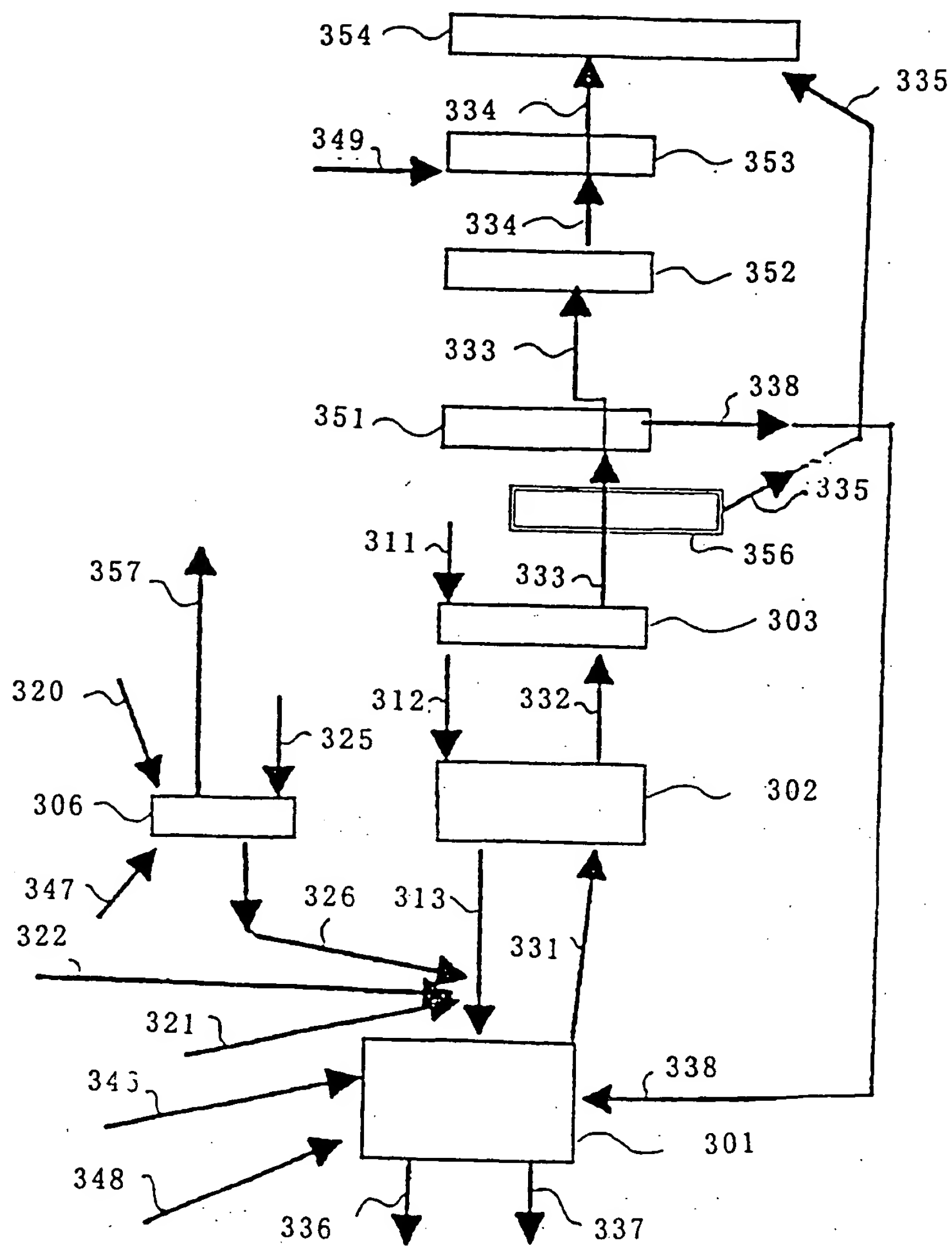
第20図



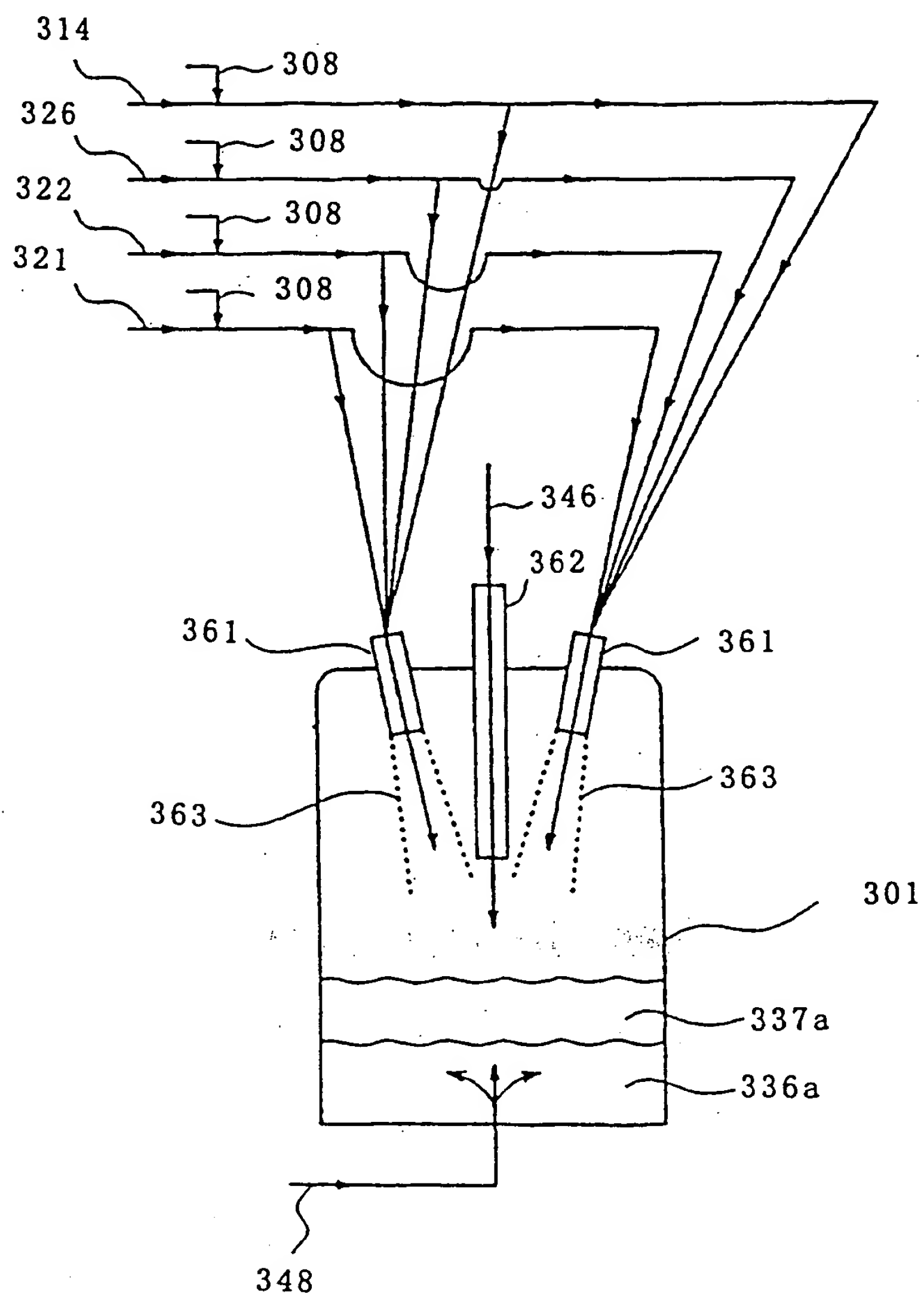
第21図



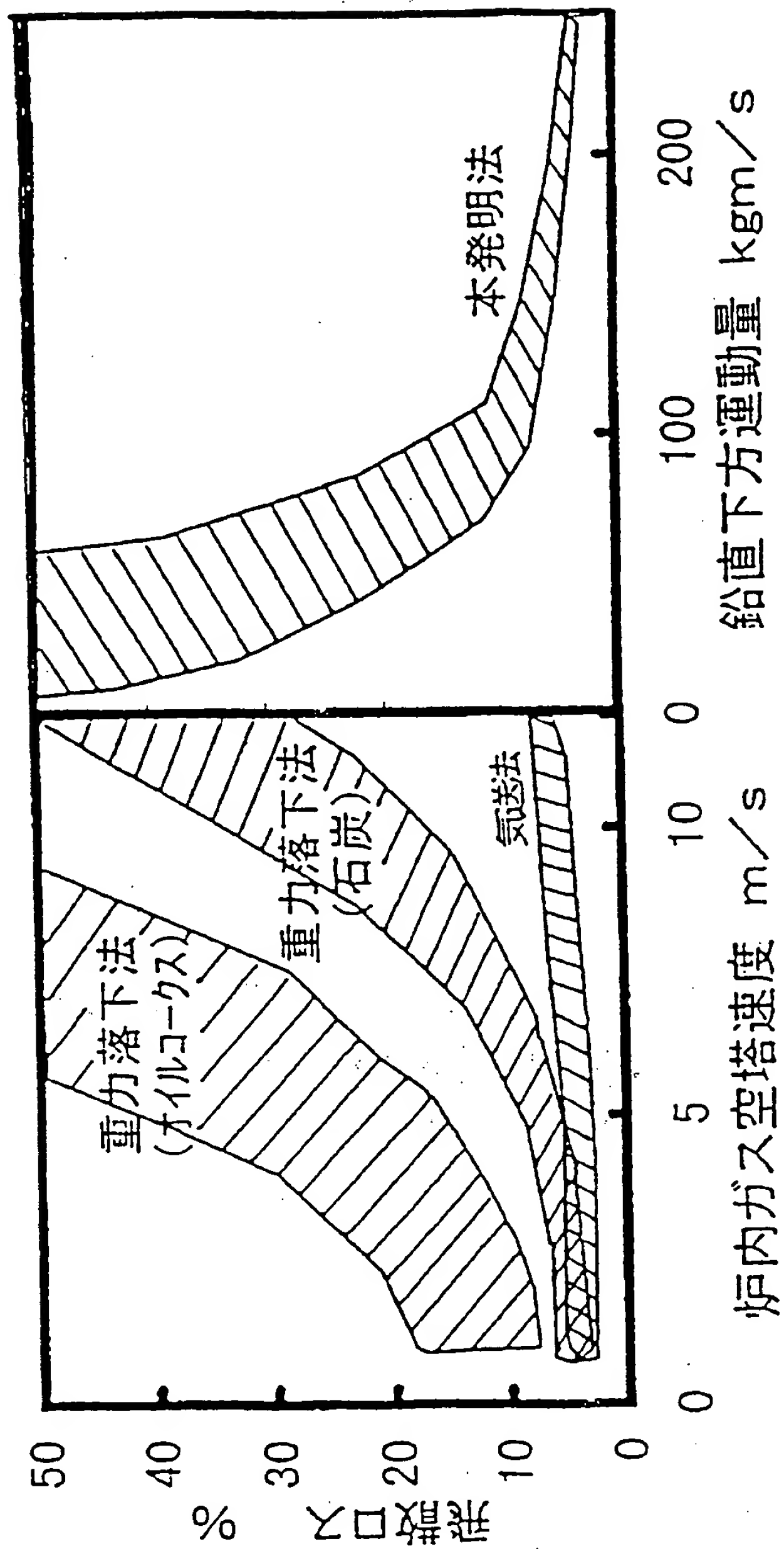
第 2 2 図



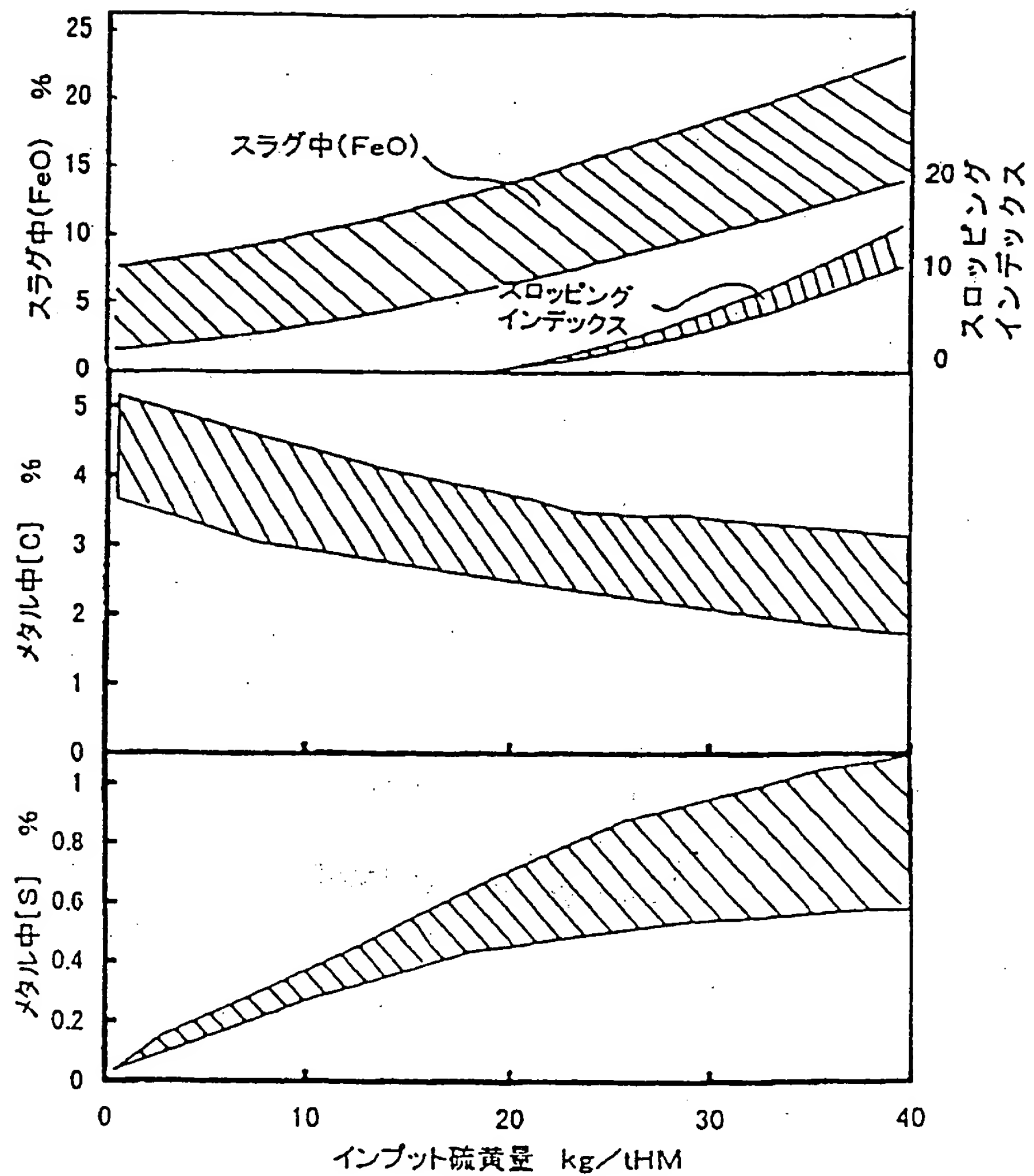
第 2 3 図



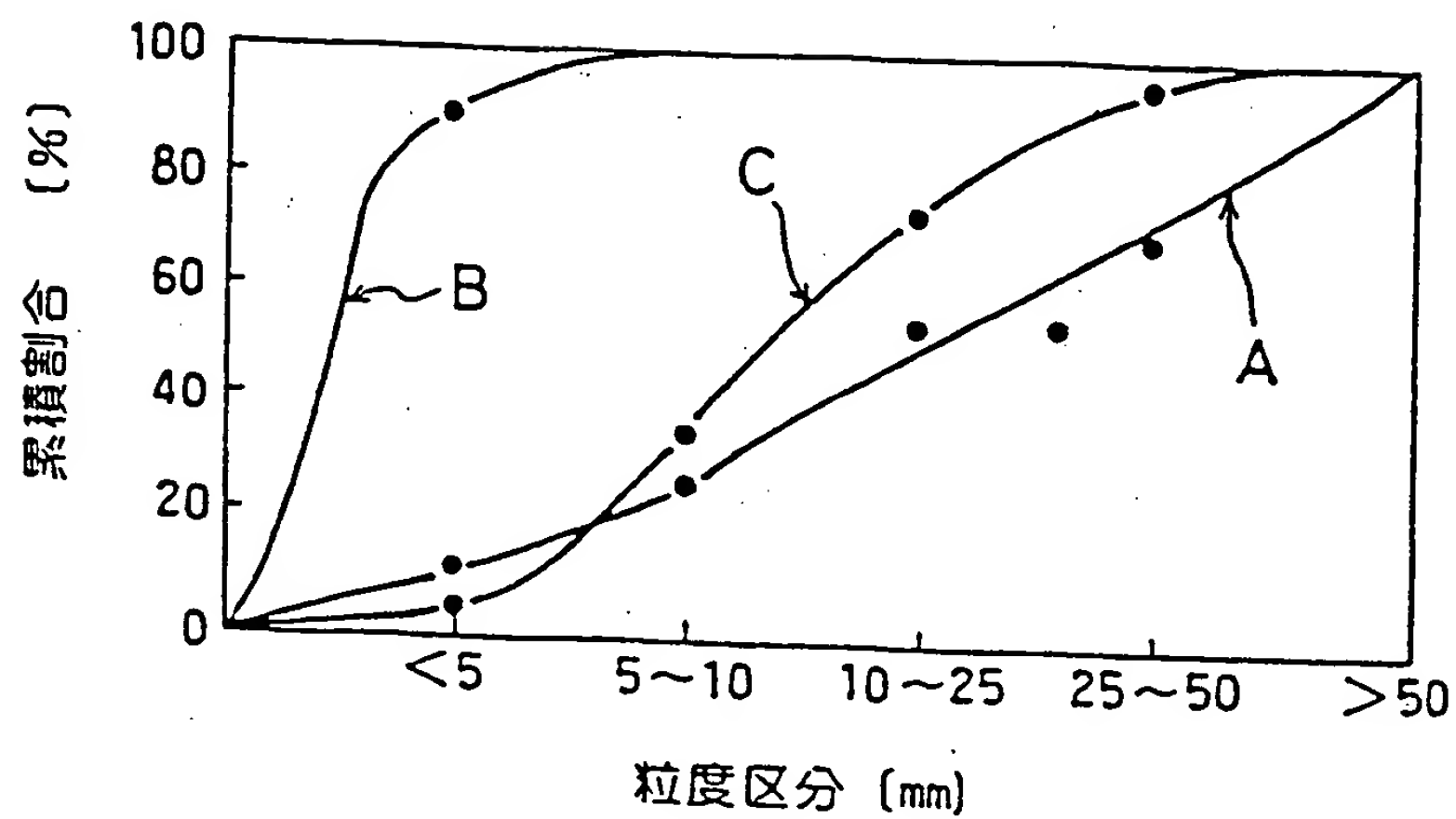
第24図



第 2 5 図



第 26 図



A. 発明の属する分野の分類 (国際特許分類 (IPC))

Int. Cl.[°] C21C1/02, C21B11/00

B. 調査を行った分野

調査を行った最小限資料 (国際特許分類 (IPC))

Int. Cl.[°] C21C1/02, C21B11/00, C21C5/28, C21C7/00, C21B5/00

最小限資料以外の資料で調査を行った分野に含まれるもの

日本国実用新案公報	1926	-	1996	年
日本国公開実用新案公報	1971	-	1998	年
日本国登録実用新案公報	1994	-	1998	年
日本国実用新案登録公報	1996	-	1998	年

国際調査で使用した電子データベース (データベースの名称、調査に使用した用語)

JOIS ヨウユウカンゲン&, ダツリュウ&, カタン&, テンロ&

C. 関連すると認められる文献

引用文献の カテゴリー*	引用文献名 及び一部の箇所が関連するときは、その関連する箇所の表示	関連する 請求の範囲の番号
A X	JP, 7-316618, A (日本鋼管株式会社), 5. 12月. 1995 (05. 12. 95) (ファミリーなし)	1-15 16-23
A	科学技術庁金属材料技術研究所研究報告集, Vol. 8, PP. 83-99 (1987)	1-27
A	JP, 2-232312, A (川崎製鉄株式会社), 14. 9月. 1990 (14. 09. 90) (ファミリーなし)	1-27
A	JP, 1-147012, A (住友金属工業株式会社), 8. 6月. 1989 (08. 06. 89) (ファミリーなし)	16-27
A	steel research, Vol. 63, No. 7, PP. 281-290 (1992)	28-30

☒ C欄の続きにも文献が列挙されている。☐ パテントファミリーに関する別紙を参照。

* 引用文献のカテゴリー

「A」 特に関連のある文献ではなく、一般的技術水準を示すもの

「E」 国際出願日前の出願または特許であるが、国際出願日以後に公表されたもの

「L」 優先権主張に疑義を提起する文献又は他の文献の発行日若しくは他の特別な理由を確立するために引用する文献 (理由を付す)

「O」 口頭による開示、使用、展示等に言及する文献

「P」 国際出願日前で、かつ優先権の主張の基礎となる出願

の日の後に公表された文献

「T」 国際出願日又は優先日後に公表された文献であって出願と矛盾するものではなく、発明の原理又は理論の理解のために引用するもの

「X」 特に関連のある文献であって、当該文献のみで発明の新規性又は進歩性がないと考えられるもの

「Y」 特に関連のある文献であって、当該文献と他の1以上の文献との、当業者にとって自明である組合せによって進歩性がないと考えられるもの

「&」 同一パテントファミリー文献

国際調査を完了した日

16. 03. 99

国際調査報告の発送日

23.03.99

国際調査機関の名称及びあて先

日本国特許庁 (ISA/JP)

郵便番号100-8915

東京都千代田区霞が関三丁目4番3号

特許庁審査官 (権限のある職員)

刑 部 俊

印

4K

8719

電話番号 03-3581-1101 内線 3435

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/JP98/05852

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER
Int.Cl⁶ C21C1/02, C21B11/00

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

Int.Cl⁶ C21C1/02, C21B11/00, C21C5/28, C21C7/00, C21B5/00

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched
Jitsuyo Shinan Koho 1926-1996 Toroku Jitsuyo Shinan Koho 1994-1998
Kokai Jitsuyo Shinan Koho 1971-1998 Jitsuyo Shinan Toroku Koho 1996-1998

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)
JOIS Youyuu Kangen &, Datsuryuu &, Katan &, Tenro &

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	JP, 7-316618, A (NKK Corp.),	1-15
X	5 December, 1995 (05. 12. 95) (Family: none)	16-23
A	Report of National Research Institute for Metals, Science and Technology Agency, Vol. 8, PP.83-99 (1987)	1-27
A	JP, 2-232312, A (Kawasaki Steel Corp.), 14 September, 1990 (14. 09. 90) (Family: none)	1-27
A	JP, 1-147012, A (Sumitomo Metal Industries, Ltd.), 8 June, 1989 (08. 06. 89) (Family: none)	16-27
A	Steel research, Vol. 63, No. 7, PP.281-290 (1992)	28-30
X	JP, 6-271919, A (Nippon Steel Corp.), 27 September, 1994 (27. 09. 94) (Family: none)	28-30
A	JP, 9-227919, A (Kawasaki Steel Corp.), 2 September, 1997 (02. 09. 97) (Family: none)	28-30

☒ Further documents are listed in the continuation of Box C. ☐ See patent family annex.

* Special categories of cited documents:	"T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention
"A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance	"X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone
"E" earlier document but published on or after the international filing date	"Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art
"L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)	"&" document member of the same patent family
"O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means	
"P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed	

Date of the actual completion of the international search
16 March, 1999 (16. 03. 99)

Date of mailing of the international search report
23 March, 1999 (23. 03. 99)

Name and mailing address of the ISA/
Japanese Patent Office

Authorized officer

Facsimile No.

Telephone No.